

**Analyse und Optimierung von Schneckenextrudern
mit schnelldrehenden Schnecken**

Von der Fakultät für Ingenieurwissenschaften, Abteilung Maschinenbau und Verfahrenstechnik
der
Universität Duisburg-Essen

zur Erlangung des akademischen Grades

eines

Doktors der Ingenieurwissenschaften

Dr.-Ing.

genehmigte Dissertation

von

Dipl.-Ing. Paul Gorczyca
aus
Swidnica (Schweidnitz)

Gutachter: Univ.-Prof. Dr.-Ing. Johannes Wortberg
Univ.-Prof. Dr.-Ing. Christian Hopmann
Tag der mündlichen Prüfung: 02.12.2011

„Ernst zu nehmende Forschung erkennt man daran, dass plötzlich zwei Probleme existieren, wo es vorher nur eines gegeben hat.“

Thorstein Bunde Veblen,
Soziologe und Ökonom

Vorwort/Danksagung

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter im Institut für Produkt Engineering am Lehrstuhl für Konstruktion und Kunststoffmaschinen IPE-KKM der Universität Duisburg-Essen in den Jahren 2005 bis 2011.

Mein besonderer Dank gilt meinem Doktorvater Herrn Prof. Dr.-Ing. Johannes Wortberg für die wertvollen Anregungen zu dieser Arbeit, die vielen konstruktiven Gespräche und die jederzeit gewährte, hervorragende Unterstützung bei der Durchführung und Abfassung. Weiterer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. Christian Hopmann für die Übernahme des Koreferates.

Den wissenschaftlichen und technischen Mitarbeitern des Instituts danke ich für die sehr gute Zusammenarbeit und den praktizierten Teamgeist. Großer Dank gilt auch allen beteiligten studentischen Hilfskräften sowie Studien- und Diplomarbeitern für ihren Einsatz und Beitrag.

Besonders möchte ich an dieser Stelle Herrn Marcel Großmann und Herrn Dr.-Ing. Robert Michels danken, die mir jederzeit für fachliche Diskussionen und Anregungen zur Verfügung standen.

Ebenfalls ein besonderer Dank gilt Herrn Dr.-Ing. Kenny Saul für die kritische Durchsicht meiner Arbeit.

Für die großzügige Bereitstellung von Materialien und die Unterstützung bei der maschinen- und labortechnischen Ausstattung bedanke ich mich besonders bei folgenden Firmen:

Basell Polyolefine GmbH, Borealis Polyolefine GmbH, A. Schulman GmbH, Windmüller & Hölscher KG und ETA Kunststofftechnologie GmbH.

Abschließend möchte ich mich bei meiner Familie und insbesondere bei meiner Frau Mirela bedanken, die mich zu jeder Zeit unterstützt und motiviert hat.

Duisburg, im Dezember 2011

Paul Gorczyca

Inhaltsverzeichnis

Vorwort/Danksagung	I
Inhaltsverzeichnis.....	III
1. Einleitung.....	1
1.1 Der Einschneckenextruder.....	1
1.2 Extruder mit schnelldrehenden Schnecken.....	2
1.3 Zielsetzung der Arbeit	3
2. Grundlagen und Stand der Technik.....	4
2.1 High Speed Extrusion.....	4
2.2 Austragszone und Mischelemente.....	6
2.2.1 Modellhafte Abbildung der Austragszone.....	7
2.2.2 Beurteilung von Mischvorgängen	9
2.2.2.1 Theoretische Ansätze zur Bewertung der stofflichen Mischgüte.....	10
2.2.2.2 Analyseverfahren zur praktischen Bewertung der stofflichen Mischgüte.....	12
2.2.2.3 Thermisches Mischen.....	14
2.3 Simulation von Extrusionsprozessen.....	16
2.3.1 Einzugs- und Aufschmelzbereich.....	16
2.3.2 CFD-unterstützte Berechnung der Strömungsvorgänge in einem Extruder.....	17
2.3.3 Austragszone mit Scher- und Mischteilen.....	18
2.3.4 Physikalische Beschreibung des Förderverhaltens und Dissipationsvorgänge	19
3. Experimentelle Bewertung von Mischteilen bei HSE.....	24
3.1 Versuchsaufbau.....	24
3.2 Versuchsumfang und –durchführung.....	25
3.3 Methoden zur Versuchsauswertung	31
3.3.1 Temperaturmessung und Thermografie.....	32
3.3.2 Auswertemethoden für die stoffliche Homogenität	35
3.3.3 Statistische Versuchsplanung und Messunsicherheit.....	38
3.4 Darstellung der experimentellen Ergebnisse	41
3.4.1 Systemverhalten	41
3.4.2 Vergleich der Mischelemente.....	48
3.4.2.1 Druckverhalten	48
3.4.2.2 Temperaturverhalten	54
3.4.2.3 Stoffliche Homogenität	59
3.4.2.4 Thermische Homogenität.....	64
3.4.2.5 Vergleich der stofflichen und thermischen Mischgüte	70

4.	Simulation des Betriebsverhaltens von Scher- und Mischteilen.....	73
4.1	Aufbau der FEM-Simulation	73
4.2	Einflüsse auf die Berechnung	77
4.3	Netzqualität	80
4.4	Ergebnisdarstellung und Verifikation	85
4.4.1	Druckverhalten	85
4.4.2	Temperatur.....	92
4.4.3	Vergleich unterschiedlicher Mischgütekriterien	101
4.4.3.1	Thermisches Mischen.....	101
4.4.3.2	Verweilzeitbestimmung.....	102
4.4.3.3	Schub- und Dehnspannungen	107
4.4.3.4	Mixing Index	110
5.	Variantenuntersuchung der Referenzschnecke.....	111
5.1	Druckverhalten	112
5.2	Thermisches Verhalten.....	116
5.3	Mischvermögen	122
5.3.1	Verweilzeiten.....	122
5.3.2	Schub- und Dehnspannungen	123
5.3.3	Mixing Index	123
6.	Fazit und Ausblick	124
7.	Zusammenfassung/Summary	127
8.	Anhang	131
8.1	Literaturverzeichnis	131
8.2	Nicht veröffentlichte Arbeiten	139
8.3	Eigene Veröffentlichungen	140
8.4	Tabellenverzeichnis	141
8.5	Bilderverzeichnis	141
8.6	Abkürzungsverzeichnis, Formelzeichen	146
8.7	Materialdaten	149
8.8	Weitere Versuchsergebnisse	150
8.8.1	Zum Kapitel 3.....	150
8.8.2	Zum Kapitel 4.....	157
8.8.3	Zum Kapitel 5.....	161
8.9	Curriculum Vitae	166

1. Einleitung

Die Kunststoffindustrie gehört weltweit zu den Schlüsselindustrien. In den letzten 60 Jahren verzeichnete die Branche ein durchschnittliches Wachstum von 9,0 %/a. Die Kunststoffproduktion stieg dabei von 1,5 Mio. t in 1950 auf 250 Mio. t in 2010. Alleine in Deutschland erzielten im Jahr 2009 die rund 7200 Unternehmen dieses Industriezweiges mit 440.000 Arbeitnehmern einen Gesamtumsatz von 90 Milliarden Euro [Sch10b, Fal10, Ort10].

Produkte aus Kunststoff sind aus dem privaten Alltag und den industriellen Anwendungen längst nicht mehr wegzudenken. Sowohl bei der Substitution anderer Materialien als auch beim Einsatz in neuen Anwendungsgebieten erfreuen sich Kunststoffe immer größerer Beliebtheit. Das liegt vor allem an der Vielfältigkeit dieses Rohstoffes in Kombination mit den eingesetzten Additiven und den resultierenden Eigenschaften. Diese reichen von hoher Steifigkeit faserverstärkter Karosseriebauteile über Wasserlöslichkeit, Elektroleitfähigkeit bis hin zu höchster Elastizität von Elastomeren. Das Produktspektrum reicht hier von einfachen Verpackungseinheiten bis hin zu hochkomplexen Bauteilen im Fahr- und Flugzeugbau. Für das Eigenschaftsbild des Endproduktes ist dabei, neben dem eingesetzten Rohstoff, die Prozessführung bei dem jeweiligen Verfahren verantwortlich. Ein hoher Grad an Verständnis für den Prozess ist somit unumgänglich.

1.1 Der Einschneckenextruder

Die Kunststoffverarbeitungsverfahren lassen sich nach unterschiedlichen Kriterien kategorisieren. Die Einteilung in kontinuierliche und diskontinuierliche Verfahren ist dabei weit geläufig. Zu den wichtigsten kontinuierlichen Verfahren gehört die Einschneckenextrusion ¹⁾.

Das Herzstück jeder Extrusionslinie, der Extruder, hat die Aufgabe das Rohmaterial zu plastifizieren und zu homogenisieren. Ferner wird meist im Extruder der Druck aufgebaut, der notwendig ist, um die viskose Kunststoffschmelze durch die Fließkanäle im Werkzeug hindurchzupressen. Die Anforderungen an den Extruder sind jedoch um einiges vielfältiger und verlangen nach einer stetigen Weiterentwicklung der vorhandenen Technologie. Hier stehen die Wirtschaftlichkeit der Anlagen und die Qualität des Endproduktes im Fokus der Forschungsanstrengungen. Ersteres wird überwiegend über den Faktor Ausstoßleistung und zusätzliche Kriterien wie Energieeffizienz, Ressourceneinsparung oder kurze Produktionszyklen definiert. Die angestrebte Erhöhung des Massedurchsatzes kann durch unterschiedliche Ansätze realisiert werden. Durchsatz bestimmende Auswirkungen haben z. B. Optimierungen der Schnecken geometrie (Durchmesser, Länge, Ganggeometrie) und des Zylinders (Nutbuchse, Einfüllzone, Einzugszone) [Hae07].

Gerade in den letzten fünf Jahren haben einige Maschinenbauer eine weitere Optimierungsmaßnahme intensiv beleuchtet und deren Entwicklung vorangetrieben. So kann sowohl bei den Glattrohr- als auch Nutbuchsenextrudern der Massedurchsatz durch eine drastische Steigerung der

¹⁾ Wird im weiteren Verlauf der Arbeit von Extrusion gesprochen, so ist ohne explizite Erwähnung die Einschneckenextrusion gemeint

Schneckendrehzahl erhöht werden. Als High Speed Extruder (HSE) oder im deutschsprachigen Raum auch als Schnellläufer werden Verfahrenseinheiten bezeichnet, die bei Schneckenumfangsgeschwindigkeiten von mehr als 1 m/s betrieben werden [Per79]. In jüngster Literatur findet man auch eine Abgrenzung des Schnellläufers über die installierte Schneckendrehzahl von 400 U/min [Rot10].

1.2 Extruder mit schnelldrehenden Schnecken

Die Idee des Schnellläufers wurde bereits vor mehr als 50 Jahren geboren. Bei den ersten Untersuchungen [Bec59] wurden relativ kleine Schnecken (35 mm Durchmesser) mit unterschiedlichen Kompressionsverhältnissen untersucht. Bei Schneckendrehzahlen über 3000 U/min und relativ geringen Durchsätzen von bis zu 43 kg/h wurde der Schnellläufer auf die Anwendbarkeit bei unterschiedlichen Applikationen u. a. Blasfolie und Rohr hin untersucht. Diese Entwicklung war damals aufgrund gravierender verfahrenstechnischer Nachteile nicht von Erfolg gekrönt. Das System zeigte unregelmäßigen Einzug, hohe Schmelzetemperaturen und schlechte Mischwirkung.

Auch in den folgenden Jahren ist trotz teilweise vielversprechender Ergebnisse und neuer Ideen [Hen74, Kru79, Lan88, Wor99] dem Schnellläufer kein Durchbruch gelungen. Erst die Entwicklungen der letzten Dekade in der Tiefziehfolienbranche haben nicht nur die Potenziale der Hochgeschwindigkeitsextruder aufgezeigt, sondern auch für erfolgreiche Umsetzung und Einsatz dieser Konzepte gesorgt [Fab06]. Wurde im Jahr 2003 vom Schnellläufer als vom absoluten Exoten gesprochen [Poh03], waren knapp 6 Jahre später über 200 dieser Anlagen im Einsatz und gehören mittlerweile zur Standardproduktpalette einiger Maschinenbauer [Bat09].

Die derzeit angebotenen Extruder sind, was die Abmessungen und somit die Einsatzgebiete angeht, stark eingeschränkt. Das Schnellläuferkonzept wird mit Schneckendurchmessern zwischen 60 und 90 mm, Verfahrenslängen von 32 bis 40 D und ohne dynamische Mischteile angeboten. Unterhalb dieser Abmessungen stoßen die derzeitigen Entwicklungsansätze an ihre Grenzen. Hier können die Schmelzetemperaturen nicht ausreichend kontrolliert und/oder die Homogenität des Extrudates nicht gewährleistet werden.

1.3 Zielsetzung der Arbeit

Die Erhöhung der Drehzahl zur Leistungssteigerung ist aus wirtschaftlicher Sicht äußerst interessant. Hier sind Vorteile wie die kompakte Bauweise, Energieeinsparungen oder schnelle Produktwechsel (kürzere Verweilzeiten) zu nennen. In der Praxis wird jedoch nicht selten von der Nutzung hoher Drehzahlen abgesehen. Die Annahme, dass höhere Schergeschwindigkeiten und Schmelztemperaturen zu einem unerwünschten molekularen Abbau der Polymere und/oder Veränderungen an Additiven führen, haben eine Zurückhaltung der Verarbeiter zur Folge.

Um größere Temperaturerhöhungen zu vermeiden, wird bei der Auslegung der schnelldrehenden Schnecken bislang auf Scher- und Mischteile verzichtet. Die hohen Umfangsgeschwindigkeiten und Schubspannungen und die daraus resultierenden Strömungsverhältnisse im System führen zu ausreichender Homogenisierung der Schmelze. Diese Gegebenheiten führen zu vielerlei Einschränkungen. Dazu gehört z. B. die stark begrenzte Rohstoffpalette. Des Weiteren werden die günstigen Bedingungen nur bei Extrusionslinien ab einer gewissen Größe und ausschließlich bei hohen Drehzahlen erreicht, was die Betriebspunktbandbreite stark einschränkt. Je kleiner der Schneckendurchmesser, umso kleiner die möglichen Gangtiefen und umso kleiner die auf die Drehzahl bezogene Umfangsgeschwindigkeit und damit umso ungünstiger die Homogenisierungsbedingungen. Aus diesem Grund liegt gegenwärtig die Grenze der auf dem Markt verfügbaren Einheiten bei 60 mm Schneckendurchmesser. Unterhalb dieser Marke ist es bisher nicht gelungen, den Extruder verfahrenstechnisch auf die Gegebenheiten der Hochgeschwindigkeitsextrusion anzupassen. Bei diesen geringen Durchmessern werden Scher- und Mischteile notwendig, welche das Homogenisieren begünstigen, ohne dabei unzulässig hohe Schmelztemperaturen zu verursachen.

Ziel dieser Arbeit ist es, durch wissenschaftliche, theoretische und experimentelle Untersuchungen, das Verständnis für „High Speed Extrusion“ für kleinere Schneckendurchmesser zu erweitern und den derzeitigen verfahrenstechnischen Einschränkungen zu begegnen. Der Fokus wird hierbei auf Einheiten mit Durchmessern deutlich unterhalb der derzeit realisierten 60 mm gesetzt. Bei der Auswahl der Extrudergröße wird das Hauptaugenmerk auf ein möglichst breites Anwendungsspektrum gelegt. Eine Vielzahl der Anwendungen erfordern vom Hauptextruder Durchsätze von etwa 200-400 kg/h. Sollte an dieser Stelle der hierfür erforderliche 50, 60 oder 75 mm Standard-Extruder durch einen Schnellläufer ersetzt werden, wird dafür eine Einheit von der Größenordnung 35 mm in Betracht gezogen.

Die Zielsetzung dieser Arbeit besteht darin, die Homogenisierungswirkung bestehender Scher- und Mischteilkonzepte bei Verfahrenseinheiten mit 35 mm Durchmesser unter HSE-Bedingungen zu untersuchen. Diese sollen unter dem Blickwinkel der Prozessstabilität und Produktqualität beleuchtet werden. Darüber hinaus soll das Prozessverständnis mit Hilfe von FE-Simulation verbessert werden und diese zur Anlagenauslegung herangezogen werden.

2. Grundlagen und Stand der Technik

Die Entwicklungen im Bereich der Einschneckenextrusionstechnik können auf eine lange Geschichte zurückblicken. 1845 wurden bereits warmplastische Massen auf den ersten, nach dem Prinzip der archimedischen Schraube arbeitenden Schneckenpressen verarbeitet, die ca. 10 Jahre später mit einem mechanischen Antrieb versehen wurden. 1873 wurden bei den Phönix-Gummiwerken zur Herstellung nahtloser Überseetelefonkabel Einschneckenextruder eingesetzt, 1935 erschien der erste für thermoplastische Massen konzipierte Extruder von Paul Troester [Hev10, Tad70].

Seit der Einführung des Einschneckenextruders wurde das Verfahren kontinuierlich verbessert. Das Prozessverständnis stieg stetig an und nicht selten wurden innerhalb kürzester Zeit die Ausstoßleistungen der Anlagen vervielfacht [Hae10]. Bleibt der Schneckendurchmesser unverändert, kann eine Steigerung des Massedurchsatzes nur auf zwei Wegen erfolgen: durch Erhöhung des spezifischen Durchsatzes oder durch eine höhere Schneckendrehzahl. Die Vergrößerung des spezifischen Durchsatzes kann über eine tiefer geschnittene Einzugszone oder eine größere Gangsteigung realisiert werden. Diesen Maßnahmen sind jedoch aus verfahrenstechnischen und konstruktiven Gründen Grenzen gesetzt [Rah07].

Extrudersysteme mit schnelldrehenden Schnecken bieten dagegen ein großes Entwicklungspotenzial. Diese wurden bisher wissenschaftlich nur wenig untersucht. Die existierenden Anlagen wurden größtenteils pragmatisch in den Technika der Anlagenhersteller entwickelt. Die wissenschaftliche Beleuchtung des Schnellläufers konzentriert sich, von den anfänglichen Arbeiten der 60er bis 80er Jahre abgesehen, auf wenige Untersuchungen, überwiegend aus dem deutschsprachigen Raum. Nachfolgend sollen diese Arbeiten vorgestellt werden. Zusätzlich wird in dem Stand der Technik auf die Entwicklung der Scher- und Mischteile und die Unterstützung der Auslegung durch die Simulation eingegangen.

2.1 High Speed Extrusion

Nachdem die Idee eines Schnellläuferkonzeptes erstmalig 1959 vorgestellt worden ist [Bec59], gab es in den Folgejahren diverse Ansätze zur Realisierung solcher Anlagen [Kru79, Lan88, Wor97, Him99, Kac03, Poh03]. Diese verlangten jedoch weitergehende Entwicklungen in der Schnecken- und Maschinentechnologie. Ein wichtiger Aspekt dabei war die Aufrechterhaltung des spezifischen Durchsatzes (Massedurchsatz pro Schneckenumdrehung) bei hohen Drehzahlen. Bei den ersten Schnellläufern sank mit steigender Schneckendrehzahl der spezifische Durchsatz drastisch ab, was einen nachteiligen zusätzlichen Anstieg der Schmelztemperatur zur Folge hatte [Bec59, Lan88, Wor97]. Als Gründe dafür sind der Reibungskoeffizient und die Auswirkung der Feststoffförderung auf den Durchsatz zu nennen [Kac04, Mic05].

Bereits in [Bos73] wurde festgestellt, dass die Abnahme des spezifischen Durchsatzes mit steigender Schneckendrehzahl bei größeren Schneckensteigungen höher ist als bei niedrigeren Steigungen. In [Obe99] wird die Abnahme des spezifischen Ausstoßes auf eine nicht vollständige Füllung der Schneckengänge zurückgeführt. Die Grenze wurde hierbei bei der maximalen Umfangsgeschwindigkeit von 1,31 m/s beobachtet, wobei diese in Zusammenhang mit der betrachteten Einfüllöffnung und Schnecke gesehen werden muss (Schneckendurchmesser von 50 mm). Positive Auswirkungen auf den spezifischen Durchsatz bei hohen Drehzahlen konnten z. B. durch einen schmaleren und tieferen Schneckenkanal in der Einzugszone nachgewiesen werden [Pot02, Kac04].

Die darauf folgenden Untersuchungen der Einflüsse der Schnecke, des Einfülltrichters, der Einfüll- und Einzugszone auf den Einzugsvorgang und die Entwicklung des spezifischen Durchsatzes [Pot02, Poh03, Mie03, Kac04, Mic05, Rah07] haben das Verständnis für die Phänomenologie am Einzug entscheidend verbessert. Die in den Untersuchungen eingeschlossenen Verbesserungen bei der mathematisch-physikalischen Modellierung und Simulation des Vorgangs haben dazu geführt, dass heute dieses Problem akzeptabel gelöst werden kann. So zeichnen sich angepasste Einzugszonen und Schnecken durch relativ konstanten spezifischen Durchsatz bei Schneckendrehzahlen von bis zu 2000 U/min⁻¹ aus (30 mm Schneckendurchmesser, Glattrohrextruder) [Sch10a, Pap10].

Für die Temperaturentwicklung im System sind neben der Viskosität, die Höhe der Schergeschwindigkeiten und deren Einwirkzeit von entscheidender Bedeutung. In [Poh03] wird durch eine Erhöhung der Kanaltiefe und Verkleinerung der Kanalbreite die Scherbelastung auf die Schmelze reduziert. Die in der Arbeit vorgestellte Mehrzonenschnecke zeigt ein lineares Durchsatzverhalten und moderate Schmelzetemperaturen bei der Verarbeitung von Polystyrol für Durchsätze bis 250 kg/h (50 mm Schneckendurchmesser). Bei Polypropylen liegen die Temperaturen teilweise über den empfohlenen Werten. Zudem wurde in den oberen Drehzahlbereichen (bis 1000 U/min) eine Verbesserung der thermischen Homogenität beobachtet.

Ein Plastifiziersystem, welches der Erhöhung der dissipativen Leistung entgegenwirkt, stellt der S-Truder dar [Kac03, Kac04]. Basierend auf einer Feststoff-Schmelze-Trennung in der Plastifizierzone strömt aufgeschmolzenes Material durch eine Plastifizierbuchse in einen von der Schnecke abgetrennten Zwischenbereich der Plastifizierzone. Dadurch wird eine Reduzierung der Scherung bei höheren Drehzahlen realisiert, da das Material ab dem Moment des Aufschmelzens nicht mehr auf der Schnecke verweilt. Analog zu [Poh03] sind bei diesem Konzept die unterschiedlichen Eigenschaften der verwendeten Materialien ausschlaggebend für die Funktionalität des Prinzips. So konnte bei der Verarbeitung eines teilkristallinen Polypropylens bei einer Umfangsgeschwindigkeit von 1,83 m/s die materialspezifische Verarbeitungstemperatur eingehalten werden (700 U/min, 230 kg/h).

Dem hingegen überstiegen die Temperaturen von PA6 die zulässigen Massetemperaturen, was auf einen starken Abfall des spezifischen Durchsatzes zurückzuführen ist.

Das Konzept des S-Truders wurde in [Gro11] um eine zusätzliche Buchse in der Austragszone erweitert. Diese gewährleistet einen Rückstrom der Schmelze aus dem Ringspalt auf den letzten Schneckenteil. Die spaghettiartigen Schmelzeschichten werden durch den Schneckensteg erfasst und die Schmelze somit intensiv umgeschichtet. Dies sorgt für eine bessere Homogenisierung bei moderaten Schmelzetemperaturen. Mit dem an der Universität Duisburg-Essen (IPE) realisierten 35 mm (20D) Extruderprototypen wurden Durchsätze von bis zu 360 kg/h (LD-PE) bei 2000 U/min unter Einhaltung der zulässigen Schmelzeverarbeitungstemperatur realisiert.

Bei der Diskussion des Schnellläuferkonzeptes werden häufig Bedenken geäußert, ob die kürzeren Verweilzeiten ein vollständiges Aufschmelzen von teilkristallinen Strukturen, die eine hohe Enthalpieänderung benötigen, wie z. B. beim Polypropylen, behindern. Weiterhin wird diskutiert, ob die höheren Schergeschwindigkeiten und zum Teil auch höheren Schmelzetemperaturen zu einem unerwünschten molekularen Abbau der Polymere und/oder Veränderungen an Additiven und Pigmenten führen. Die bisherigen praktischen Erfahrungen zeigen jedoch, dass diese Bedenken weitgehend unbegründet sind. Von Verpackungsfolien-Herstellern (PS- und PP-Folien), die Entgassungs-Glattrohretruder mit schnell laufenden Schnecken einsetzen, wird berichtet, dass bei sehr hohen Drehzahlen (1200 U/min bei 75 mm Schneckendurchmesser) keine Schädigung des Materials auftritt. Die maximal zulässige Schmelzetemperatur wird dabei nicht überschritten. Die kürzere Verweilzeit der Schmelze im System hat Verbesserungen der Folieneigenschaften und kürzere Spül- und Umstellzeiten bei Farb- und Materialwechseln zur Folge. Es wurde eine bessere Homogenität der Folie beobachtet, die sich durch Verbesserung der Dehneigenschaften (+20 %) und Zunahme der Zähigkeit äußert [Rot06, Den04, Min06].

2.2 Austragszone und Mischelemente

Bei der Entwicklung neuer bzw. verbesserter Kunststoffprodukte nehmen Kunststoffe mit Zugabe von Additiven eine Schlüsselposition ein. Häufig wird durch die so erreichten Eigenschaften, der Einsatz von Kunststoffen in Bereichen möglich, wo der reine Rohstoff ohne Modifikationen wenig erfolgreich wäre. Die Qualität eines Endproduktes wird jedoch nicht nur durch die Rezeptur der Mischung bestimmt. Hier spielen der Verarbeitungsprozess und die daraus resultierende Homogenität der Verteilung dieser Zusätze in der Schmelzematrix eine wichtige Rolle.

Die stoffliche und thermische Homogenität des Extrudats ist im großen Maße von der richtigen Auslegung der Schnecke, im Speziellen der Austragszone abhängig. In dieser Zone, die üblicherweise als normaler Schneckengang ausgeführt wird, kann (falls notwendig) der Restfeststoff aufgeschmolzen werden. Zusätzlich soll die Zone mögliche Förderschwankungen und Druckgradienten der vorherigen Zonen ausgleichen. Letztendlich soll hier die Homogenisierung der Schmelze stattfinden. Hierzu werden in der Praxis häufig Scher- und Mischelemente verwendet, welche die Homogenisierungswirkung des Extruders deutlich erhöhen. Neben der vielfältigen Auswahl an dynami-

schen Homogenisiererelementen, die in der Regel Bestandteil der Schnecke sind und daher mitrotieren, können auch statische Mischer eingesetzt werden, die in nachgelagerten Schmelzeleitungen angeordnet werden. Diese werden jedoch in dieser Arbeit nicht behandelt.

Für die Auslegung der dynamischen Homogenisiererelemente ist ein tieferes Verständnis des Strömungsverhaltens und der Förder- und Dissipationsvorgänge notwendig. Es existiert eine große Zahl an Veröffentlichungen, die sich mit diesen Themenstellungen auseinandersetzen. Keine der nachfolgend vorgestellten wissenschaftlichen Arbeiten jedoch beschäftigt sich mit dem Thema der Homogenisierung bei Extrudern mit schnell drehenden Schnecken. Systematische Untersuchungen wie z. B. [Imh04, Sek04, Spa04, Töb05] werden auf moderate Drehzahlbereiche beschränkt, die weit unter den üblichen Grenzen der Hochgeschwindigkeitsextrusion liegen.

So existieren auch nach dem heutigen Stand der Technik und des Wissens keine Scher- und Mischteile, die den speziellen Anforderungen der Hochgeschwindigkeitsextrusion genügen würden.

2.2.1 Modellhafte Abbildung der Austragszone

Für die Konzeption neuer Mischteile ist die mathematisch-physikalische Abbildung des Systems elementar. Bereits die ersten Untersuchungen des Strömung- und Förderverhaltens in der Meteringzone aus den 60er Jahren beschreiben die grundlegenden Transportphänomene in vereinfachten Schnecken geometrien. So stellte Griffith in [Gri62] einen der ersten Ansätze für die Berechnung nicht kompressibler, nicht-isothermer, strukturviskoser Strömungen vor. Die Geschwindigkeiten und Temperaturprofile wurden hier für einen flachen, unendlich langen und breiten Kanal berechnet. Tadmor differenziert in [Tad70] nach dem Verhältnis der Kanaltiefe zu Schneckendurchmesser und beleuchtet hier sehr ausführlich die Einflüsse unterschiedlicher Verfahrensparameter auf die Strömungsverhältnisse und den Druckaufbau. Aufgrund der niedrigen Drehzahlen wird der dissipative Einfluss nicht berücksichtigt. In [Fen77] wird ein Modell zur Berechnung des Temperaturprofils parallel zum Schneckensteg aufgestellt. Darauf aufbauend wird die Wärmeübertragung im Schneckenkanal im dreidimensionalen Raum untersucht [Sas95]. Es folgten diverse Veröffentlichungen [z. B. Pot83, Ste90, Kim96a/b, Lin98, Syr99, Syr00, Kwa02] die sich vor allem im Grad der getroffenen Vereinfachungen und/oder Ergänzungen unterscheiden. Die Beurteilung der unterschiedlichen Ansätze und deren Anwendbarkeit und Allgemeingültigkeit erweisen sich jedoch oft aufgrund der fehlenden Validierung als äußerst schwierig.

Sowohl bei der analytischen als auch numerischen Berechnung wird in vielen Veröffentlichungen von einem abgewinkelten Schneckenkanal ausgegangen. Untersuchungen zeigen, dass dies nur unter bestimmten Bedingungen zulässig ist. Abhängig von der Höhe des abgewinkelten Kanals und von dem Durchmesser der Schnecke wurde in diesem Zusammenhang der „Curvature Correction Factor“ eingeführt [Mck62, Squ64]. Dieser wird aus dem Vergleich eines Zwei-Platten und eines Zwei-Zylinder-Versuches (Couette-Strömung) ermittelt. In dem Letzteren wird stets die Rotation

des Außenzylinders angenommen. In [Rau02] werden analytische Berechnungen für abgewinkelte Systeme unter zwei kinematischen Annahmen (bewegte Schnecke, bewegter Zylinder) mit den Ergebnissen eines rotierenden Systems unter Anwendung zylindrischer Koordinaten verglichen. Hier gilt je größer die Ganghöhe umso größer der resultierende Fehler eines abgewinkelten Systems. Dabei weist das abgewinkelte Model mit bewegter Schnecke stets eine größere Abweichung als das mit bewegtem Zylinder auf. Bei einer Ganghöhe von $h = 0,05 D$ ist bei der Berechnung des Druckes mit rotierendem Zylinder eine Differenz von ca. 2 % und mit der rotierenden Schnecke von 10 bis 15 % feststellbar. Die isotherme Berechnung wird unter der Annahme einer konstanten Viskosität bei einem 20 mm Extruder vorgestellt. Diese Abweichungen werden durch numerische dreidimensionale Berechnungen von nicht-newtonschen Fluiden in [Gho04] bestätigt. Hier werden abgewinkelte und nicht abgewinkelte Systeme gegenübergestellt und mit Versuchen verglichen.

Schnecken mit kleinen Durchmessern, die bei hohen Drehzahlen betrieben werden sollen, müssen relativ große Gangtiefen aufweisen. Die in dieser Arbeit untersuchte Referenzschnecke, die im Kapitel 3 ausführlich vorgestellt wird, hat bei einem Durchmesser von 35 mm eine Gangtiefe von 9 mm ($h = 0,257 D$). Das macht die sonst gebräuchliche Betrachtung einer Abwicklung nicht praktikabel. In [Rau98] weist die Berechnung der Geschwindigkeiten bei einer Schnecke mit ähnlich großer Gangtiefe ($h = 0,278 D$) Abweichungen von bis zu 50 % auf, bezogen auf die Berechnung mit Zylinderkoordinaten.

Die theoretischen Grundlagen zur Lösung analytischer Differenzialgleichungen unter Einbezug der Zylinderkoordinaten wurden 1963 von Booy bei der Analyse des Einflusses des Steigungswinkels auf die Rückströmung vorgestellt [Boo63]. Die analytische Vorgehensweise erlaubte aber auch hier lediglich die Betrachtung newtonscher Fluide.

Bei der Formulierung von Gesetzmäßigkeiten in der Austragszone unter Berücksichtigung des Nicht-Newtonschen-Verhaltens sind die Gleichungen analytisch nicht mehr geschlossen lösbar. Hier sind numerische Lösungsansätze, in Form von z. B. Näherungslösungen gefragt. Dabei weist die Literatur unterschiedliche Grade an Komplexität bei der Modellbildung solcher Systeme auf. Einfache, eindimensionale Problemstellungen mit isothermer Strömung und Kanälen von unendlicher Breite wurden bereits von einigen Wissenschaftlern in den 60er Jahren analysiert [Kro65, Flu69]. In den 70er Jahren wird für die Berechnung von zweidimensionalen Systemen von Tadmor die FAN-Methode (Flow Analysis Network) vorgeschlagen [Tad74]. Diese ersten numerischen Strömungsberechnungen auf Basis der Kontrollvolumenmethode wurden zunächst mal für die Problemstellung in Kavitäten eines Spritzgießwerkzeugs durchgeführt. Darauf aufbauend konnten die Modelle auf Ein- und Zweischnecken-Systeme übertragen werden [Han91, Wan96]. Diese Arbeiten wurden unter Einbezug kartesischer Koordinaten durchgeführt. Parallel zu dieser Entwicklung wird in [Cho81] die Anwendung von Zylinderkoordinaten für die numerische Berechnung von Transportvorgängen in Schnecken mit großer Kanaltiefe ($h = 0,25 D$) vorgestellt. Für die Berech-

nungen wurde ein Fluid mit dem Power-Law Ansatz und unter isothermer Betrachtung angenommen.

Die hier vorgestellten Arbeiten dienen als Grundlage der analytischen und numerischen Berechnung für die Untersuchungen bis hin in die Gegenwart. Die beschriebenen Modelle wurden dabei in einige kommerziell angebotene Softwarepakete integriert, welche die wissenschaftlichen Untersuchungen von Extrudern enorm erleichtern. Dabei konnte durch die fortwährende Erhöhung der Rechenleistung der verwendeten Computer, der Komplexitätsfaktor bei der Modellbildung weiter vergrößert werden. So existieren einige wissenschaftliche Untersuchungen, welche sich mit dreidimensionalen, nicht-newtonschen Problemstellungen in der Austragszone unter Anwendung kommerzieller Software beschäftigen [z. B. Poh03, Imh04, Zha09, Con08]. Auf die Einzelheiten dieser Untersuchungen wird gesondert im Kapitel 2.3 eingegangen. Die numerische Berechnung des Strömungsverhaltens in Extrusionsanlagen bleibt jedoch, nach wie vor, selbst bei vereinfachten Annahmen und leistungsstarker Computertechnik sehr zeitintensiv.

Der Benutzer muss also im Einzelfall entscheiden, ob analytische vereinfachte Gleichungen oder aber komplexe numerische Berechnung für die gegebene Problemstellung zielführend sind.

Eine Idee, welche die Nachteile beider Vorgehensweisen reduziert, wurde vor mehr als dreißig Jahren von Potente präsentiert. Der Ansatz basiert auf analytischen Lösungen, welche die Gesetzmäßigkeiten im Extruder durch Approximationsgleichungen beschreiben [Pot83]. Als Grundlage dienen hier numerische Lösungen von Differenzialgleichungssystemen. Die Kurvenscharen aus den numerischen Berechnungen werden durch analytische Gleichungen abgebildet. Der größte Vorteil des Ansatzes liegt in der schnellen Verfügbarkeit von Ergebnissen, der Nachteil liegt in dem Systemgrenzen solcher Kurven und Gleichungen. Die Komplexität und die hohe Bandbreite der möglichen Extrusionssysteme erfordert eine extrem große Wissensbasis als Grundlage. Hier müssen unterschiedliche Schneckenkonzepte und Mischteile einzeln betrachtet und anschließend die Gesetzmäßigkeiten aufgestellt werden. Dieses Wissen wird seit etwa 30 Jahren am Institut KTP in Paderborn kontinuierlich erweitert und verifiziert. So existieren zahlreiche Dissertationen und Veröffentlichungen, die sich dieser Thematik widmen [z. B. Jun98, Obe99, Poh03, Töb05, Pap06]. Um die Anwendbarkeit der Modellierung zu vereinfachen, wurde vor geraumer Zeit in einem Gemeinschaftsforschungsprojekt zwischen dem KTP und zahlreichen Anlagenbauern eine Software zur Berechnung des Betriebsverhaltens der Extruder auf Basis dieser Approximationen entwickelt und wird seitdem kontinuierlich verbessert und ergänzt [Pot92].

2.2.2 Beurteilung von Mischvorgängen

Für die Bewertung des Betriebsverhaltens von Scher- und Mischteilen sind neben den Verfahrensparametern (Druck, Schmelztemperatur) die thermische und stoffliche Homogenität von ent-

scheidender Bedeutung. Die stoffliche Mischgüte wird durch Auswertung praktischer Versuche oder durch rein theoretische Ansätze beurteilt.

Die ersten Laboruntersuchungen zu diesem Thema wurden bereits in [Mad59] vorgestellt. Die Grundlagen für die theoretischen Analysen von Mischvorgängen für newtonsche Fluide wurden in [Pin70, Big74] definiert. Hier konnten in der Vergangenheit neben den prozesstypischen Verfahren auch einige branchenfremde Analysemöglichkeiten auf die für Kunststoffverarbeitung spezifischen Fragestellungen angepasst werden. So haben manche von den heute gängigen Auswertemethoden einen interdisziplinären Ursprung. Diese stammen teilweise aus der Statistik [Sty00], Biologie und Medizin [Sch97], Ökonomie [Dev02] oder Informationstheorie [Ale05a].

Um die unterschiedlichen Auswertemethoden besser beurteilen zu können, werden im Folgenden zuerst die einzelnen Mischmechanismen beschrieben.

2.2.2.1 Theoretische Ansätze zur Bewertung der stofflichen Mischgüte

In allen Kunststoffverarbeitungsverfahren wird gewöhnlich zwischen den dispersiven und distributiven Mischmechanismen unterschieden (Bild 2-1).

Sollen nicht verträgliche Stoffe miteinander gemischt, oder aber größere Agglomerate in einer Matrix zerteilt werden, so wird vom dispersiven oder zerteilenden Mischen gesprochen. Hierbei müssen einzelne Teilchen durch äußere Kräfte aufgebrochen werden um anschließend miteinander vermischt werden zu können. Dabei müssen die Bindungskräfte zwischen den Atomen und Molekülen überwunden werden, da die Grenzflächenspannung dieser Stoffe gegen die Deformation arbeitet. Durch ein in dem Extruder herrschendes Dehn- und Schubspannungsfeld wird die gewollte Deformation hervorgerufen. Hierbei kommt es zunächst zu einer Dehnung der viskosen Partikel, bis diese schließlich in mehrere kleine Bestandteile zerfallen. Da die Spannungen direkt mit der Viskosität und Scher- bzw. Dehngeschwindigkeit verknüpft sind, ist für die Dispersion die Höhe beider Größen von Bedeutung. So gelingt z. B. die Zerteilung in hochviskosen Schmelzen besser als in niederviskosen [Koh07]. Zudem wird die Dispersionswirkung durch die Einwirkzeit der Spannungsfelder auf die Partikel (Verweilzeit) beeinflusst.

Schneckenregionen mit hohen Schergeschwindigkeiten, wie sie z. B. im Schneckenspiel auftreten, begünstigen zwar die Dispersion, verursachen aber gleichzeitig hohe Temperaturen, die nicht immer wünschenswert sind. Probleme können ebenfalls bei zu hohen rheologischen Unterschieden der zu mischenden Materialien auftauchen. In [Mei91] wurde die Zerteilung einer Komponente, deren Viskosität fünf Mal höher ist als die Viskosität der Hauptkomponente durch reine Scherung als nicht möglich beschrieben.

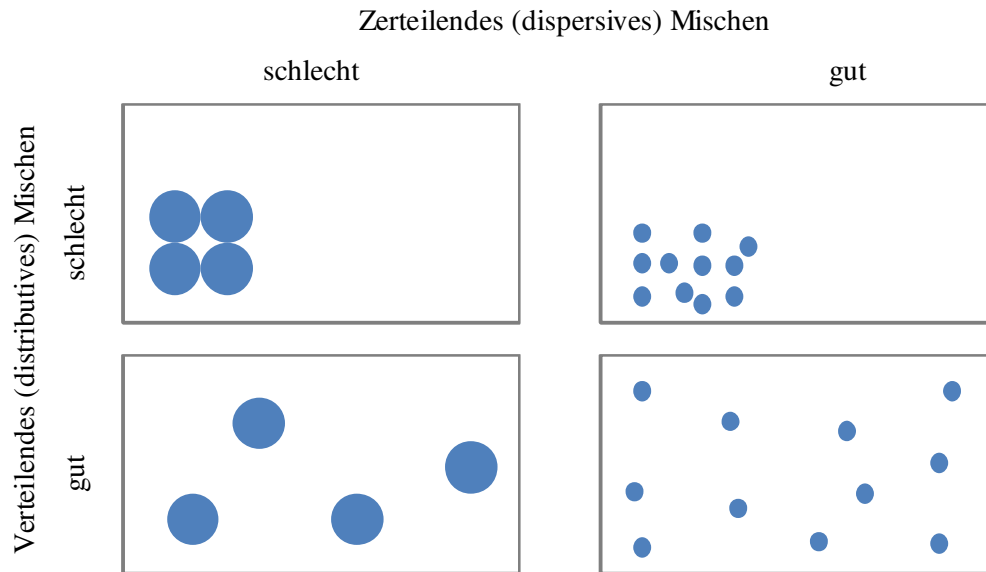


Bild 2-1 Dispersive und distributive Mischmechanismen

Die theoretische Beurteilung der dispersiven Wirkung ohne Verwendung der numerischen Methoden erscheint stark begrenzt. Hier werden meist Systemgrößen beurteilt, die indirekt Aufschluss über die Dispersion geben können. Dazu gehören vor allem punktuelle Berechnungen von Schergeschwindigkeiten und Schubspannungen. In [Man83] zum Beispiel wird in einem mathematischen Ansatz der Einfluss des Schneckenspiels auf das dispersive Mischvermögen beleuchtet. Hierzu wird durch statistische Methoden die theoretisch mögliche Anzahl der Übergänge der Schmelze durch das Schneckenspiel bewertet.

Erst der Einzug numerischer, computerunterstützter Berechnungsmöglichkeiten in den Ingenieursalltag brachte die Möglichkeit genauerer Auswertung. Exemplarisch wird an dieser Stelle nur ein Auszug aus der zu diesem Thema existierenden Literatur genannt [Che89, Oss92, Yao97, Rau99, Kre04]. In den meisten dieser Veröffentlichungen werden für die Beurteilung der Dispersion die Geschwindigkeitsverteilung, die Strömungsprofile und die berechneten Schubspannungsbeanspruchungen in der Schmelze bewertet.

Der Mixing-Index λ , welches das dispersive Verhalten beschreibt, häufig in der Literatur vorzufinden ist und durch Manas-Zloczower eingeführt wurde, wird definiert zu:

$$\lambda = \frac{|\dot{\gamma}|}{|\dot{\gamma}| + |\omega|} \quad \text{Gl. 2-1}$$

wobei $\dot{\gamma}$ mit dem Deformationsgeschwindigkeitstensor über die Beziehung

$$\dot{\gamma} = \sqrt{2(\underline{\underline{D}})^2} \quad \text{Gl. 2-2}$$

verknüpft ist. Der Wert $|\omega|$ ist als Betrag des Wirbelvektors zu verstehen. Beide Größen sind aus dem Geschwindigkeitsfeld und den Geometriedaten zu ermitteln. Der Mixing Index λ kann Werte

zwischen 0 und 1 annehmen, wobei bei $\lambda=0$ rein rotatorische Strömung, bei $\lambda=0,5$ reine Scherströmung und bei $\lambda=1$ reine Dehnströmung vorliegt. Je näher λ an eins liegt, umso besser das Mischergebnis.

Der zweite entscheidende Schritt für eine homogene Schmelze ist die Distribution der Partikel in der Matrix. Kennzeichnend für das distributive Mischen ist die Scherdeformation und die Umlagerung von Partikeln durch Geschwindigkeitsgradienten im Schneckenang. Hierbei kann man auch von einer Verteilung sprechen. In zahlreicher Literatur wird sowohl für zweidimensionale als auch dreidimensionale Räume die Verteilung experimentell und rechnerisch bestimmt. Die meisten dieser Methoden basieren auf der Bestimmung der Geschwindigkeitsfelder [Gal01, Gal03]. Aus diesen sind relativ einfach die Bahnlinien abzuleiten. Berechnungsparameter wie Druck oder Schergeschwindigkeitsverlauf liefern zusätzliche Informationen über die Mischgüte [Wie05, Gal02].

Immer häufiger ist in der Literatur die aus der Informationstechnik stammende Entropieanalyse vorzufinden. Die in diesem Zusammenhang benutzte Rényi-Entropie wird in zahlreichen Veröffentlichungen der Arbeitsgruppe von Manas-Zloczower [Wan03, Man04, Ale05b] vorgestellt. Das Thema wird ebenfalls ausführlich in der Dissertation [Ale05a] beleuchtet. Die Flexibilität der Methode erlaubt hier sowohl die Partikelverteilung, als auch Partikelkonzentrationsdichte und Partikelgrößenverteilung in die quantitative Bewertung einzubeziehen.

Als Mischmaß etabliert und weiterhin gebräuchlich, ist der Ansatz nach Ottino [Ott81, Ott83]:

$$Q = \left| \underline{\underline{D}} : \vec{V}_1 \vec{V}_1^T \right| \quad \text{Gl. 2-3}$$

mit dem Deformationsgeschwindigkeitstensor $\underline{\underline{D}}$ und dem Geschwindigkeitsvektor \vec{V}_1 . Mit dieser Formulierung wird die Vergrößerung der Oberfläche, welche ein Fluidteilchen strömungsbedingt erfährt, ausgerechnet.

An dieser Stelle wird auf die vielfältigen Methoden, die neben der hier beschriebenen in der Literatur vorzufinden sind, verwiesen. Die meisten dieser Vorschläge sind jedoch mit sehr hohem Aufwand und eingeschränkter Übertragbarkeit auf die Praxis verbunden. Die bisher umfangreichste Abhandlung zu diesem Thema mit der Beschreibung vieler theoretischer und praktischer Ansätze ist in [Man09] vorzufinden.

2.2.2.2 Analyseverfahren zur praktischen Bewertung der stofflichen Mischgüte

Soll die stoffliche Homogenität experimentell bestimmt werden, liegt den meisten Methoden die Beurteilung der Schmelzeinfärbung durch ein hoch konzentriertes Farbbatch zugrunde. Ein allgemeingültiges Mischgütemaß existiert jedoch nicht, sodass der Vergleich von Ergebnissen erschwert ist. Verfahren zur Ermittlung der statistischen Grundgrößen wie Varianz, Mittelwert und Konzentration

ration der Probe unterscheiden sich in ihrer Anwendbarkeit und Exaktheit. Zu den gängigen Analysemethoden zählen beispielsweise die in qualitativ und quantitativ eingeteilten Verfahren.

- Qualitativ:
 - Optischer Vergleich der Homogenität des Extrudatquerschnitts am Düsenaustritt [Som93], [Spa04], [Str93]
- Quantitativ:
 - Messung des zeitlich veränderlichen Temperaturprofils sowie der Druckschwankungen im kontinuierlichen Prozess [Tad78]
 - Grauwertanalyse von Farbstoffzugaben [Pot86]
 - Analyse von bestrahlten Proben [Kra81]
 - Beurteilung der Summe verschiedener Messverfahren [And80]

Qualitative Mischgütebewertungen sind optische Bewertungen des Extrudates nach der Einfärbung. In der einfachsten Form wird nach dem Vorschlag von Maddock [Mad59] die Schnecke im Betrieb „eingefroren“ und die einzelnen Gänge nach der Schneckendemontage betrachtet. Üblich sind auch optische Vergleiche der Querschnittprofile des Extrudats am Düsenaustritt [Som93, Spa04].

Bei den quantitativen Mischgüte-Messverfahren müssen zuerst die statistischen Grundgrößen ermittelt werden. Diese resultieren aus der Beurteilung des Einfärbezustandes der Schmelze. Potente [Pot88] benutzt hierzu die Grauwertanalyse. Verarbeitet wird üblicherweise ein weißer Rohstoff mit schwarzem Masterbatch. Aus dem erkalteten Extrudat werden Dünnschnitte erstellt, von denen anhand der Grauwertverteilung die weitere Bewertung durchgeführt werden kann. Hierbei werden unterschiedliche Beziehungen herangezogen, welche Aussage über die stoffliche Homogenität geben sollen. Die gebräuchlichsten Mischgütemaße sind Korrelationsmethoden [Yan09], die Mischgüte nach Ashton und Schmahl [Ash66, Sch69], der Variationskoeffizient [Hut99], die dimensionslose Standardabweichung der Messprobe [Tuc04, Sti09] sowie der Segregationsgrad nach Danckwerts [Dan52].

Zur Bewertung der Mischgüte nach [Pot88] wird der Segregationsgrad verwendet. Aus der Häufigkeitsverteilung der Grauwerte in der Probe können die Bandbreite B , der Mittelwert \bar{x} und die Standardabweichung σ bestimmt werden. Dabei wird die Bandbreite als Bezugsgröße für den Mittelwert und die Standardabweichung verwendet:

$$\bar{c} = \frac{\bar{x}}{B} \quad \text{Gl. 2-4}$$

$$S = \frac{\sigma}{B} \quad \text{Gl. 2-5}$$

Aus diesen spezifischen Werten wird die Varianz der Farbverteilung berechnet. Die Varianz allein ist jedoch kein absolutes Maß für die Mischgüte, da sie von der mittleren Konzentration abhängig ist. Um ein allgemeingültiges Maß zu definieren und verschiedene Mischprozesse vergleichen zu

können, wird die Varianz einer Mischung auf die Varianz bei der Null-Mischung bezogen und daraus der Quotient berechnet. Damit ist ein Kriterium für die Mischgüte, nämlich der Segregationsgrad definiert:

$$SEG = \frac{\sigma^2}{\sigma_0^2} = \frac{S^2}{\bar{c}(1 - \bar{c})} \quad \text{Gl. 2-6}$$

Der Segregationsgrad, auch experimenteller Mischgrad genannt, bewegt sich ausschließlich im Wertebereich

$$0 \leq SEG \leq 1 \quad \text{Gl. 2-7}$$

Hat der Segregationsgrad den Wert 0, deutet dies auf ein vollständig gemischtes, bei dem Wert 1 auf ein ungemischtes System hin.

Neben dem Segregationsgrad ist eine weitere Mischgüte-Bewertungsmethode der Variationskoeffizient v geläufig. Hierbei wird die empirische Standardabweichung auf den arithmetischen Mittelwert bezogen:

$$v = \frac{\sigma}{\bar{x}} \text{ mit } \bar{x} > 0 \quad \text{Gl. 2-8}$$

und bildet somit den dimensionslosen Variationskoeffizienten der analysierten Probe. Pahl beispielsweise bewertete mit dem Variationskoeffizienten das Mischbild in Abhängigkeit von dem Volumenstrom [Pah85]. Auch andere Autoren wie Streiff benutzen den Variationskoeffizienten zur Mischgütebewertung [Str93].

Verfahren, wie die Grauwertanalyse von Extrudatdünnsschnitten, bieten eine hohe Auflösung der statistischen Ergebnisse. Die messtechnischen Bedingungen und Auswertekriterien sind jedoch nur bedingt reproduzierbar. Das Ergebnis wird vom Zugabeanteil des Masterbatches beeinflusst. Ein großer Anteil führt zu starker Einfärbung, verwäscht jedoch kleinere graduelle Unterschiede in den Proben. Ein kleiner Anteil ermöglicht gute Unterscheidbarkeit zwischen dunklen und hellen Bereichen, führt jedoch zu gering ausgeprägten Messwerten und hoher Streubreite. Zusätzlich hat die Probendicke des Dünnschnitts Einfluss auf die Auswertung in dem Durchlichtverfahren. Fehler können auch durch die Beleuchtungssituation z. B. durch Schatten und Verunreinigungen im optischen Aufbau entstehen.

2.2.2.3 Thermisches Mischen

Die thermische Homogenität der Schmelze nimmt einen ebenso hohen Stellenwert ein wie die gleichmäßige Zer- und Verteilung von Additiven in dem Extrudat. Bedingt durch die unterschiedlichen Strömungsverhältnisse im Schneckenring während und nach dem Aufschmelzvorgang und durch die unterschiedliche dissipative Erwärmung, bildet sich eine ungleichmäßige Temperaturver-

teilung zwischen den einzelnen Schmelzeschichten aus. Diese sollte vermieden werden, da sie leicht zu ungleichmäßigem Dickenprofil oder Abkühlverhalten des Endproduktes führen kann.

Typische Untersuchungen, die sich mit den nicht-isothermen Strömungen beschäftigen, beleuchten vor allem die Einflüsse der Temperatur auf das Strömungsfeld, die Viskosität und/oder die thermisch bedingten Abbauphänomene im Polymer.

Weitergehende systematische Arbeiten zur Beurteilung thermischer Homogenität wurden in [Mic99] vorgestellt. Diese beinhalteten neu aufgestellte Kriterien für die Beschreibung des thermischen Mischens, experimentelle Untersuchungen und vereinfachte FEM-Simulationen. In der Veröffentlichung wird das Temperaturprofil vor und nach dem Mischteil mittels Temperatursensoren im Schmelzekanal bei unterschiedlichen Fühlertiefen verglichen. Die thermische Mischeffektivität wird aus den durchschnittlichen Temperaturabweichungen am Eintritt und Austritt berechnet:

$$e_{thermal}(\sigma_{Ein}) = \frac{\sigma_{Ein} - \sigma_{Aus}}{\sigma_{Ein}} \quad \text{Gl. 2-9}$$

Die Auswertung konzentriert sich auf den Einfluss verschiedener thermischer Randbedingungen auf die stoffliche Mischgüte und zeigt, dass die unterschiedlichen Temperaturverhältnisse das Strömungsfeld nur geringfügig beeinflussen. Die thermische Verteilung am Extruderausgang allerdings weist bei den Untersuchungen nur sehr kleine Temperaturgradienten auf. Die Untersuchungen wurden für Drehzahlbereiche zwischen 40 und 80 1/min durchgeführt, was eine relativ geringe dissipative Erwärmung zur Folge hat. Zur Bestimmung des stofflichen Homogenitätszustands des Extrudats wurde die Standardabweichung benutzt.

Sowohl die praktischen Untersuchungen als auch die simulationsbasierte Auswertung wurden in [Imh04] ausführlich fortgesetzt, wobei hier zahlreiche Verbesserungen und Ergänzungen der Auswertekriterien vorgenommen worden sind. Vor allem die detaillierte Betrachtung der Temperaturentwicklung und die umfangreiche Auswertung der stofflichen Homogenität sind hier hervorzuheben.

In [Wan10] wird eine dreidimensionale Untersuchung zum Wärmeaustausch unterschiedlicher Kühlschnecken für die Schaumextrusion präsentiert. Die Berechnung der Strömungsverhältnisse wurde dabei allerdings von den Wärmeaustauschvorgängen entkoppelt, sodass die Temperaturprofile in den Schneckengängen ohne Einfluss der Schergeschwindigkeit berechnet werden. In [Poh03] werden Temperaturprofile entlang des Schneckengangs für Hochgeschwindigkeitsextruder vorgestellt. Diese werden allerdings nicht hinsichtlich der thermischen Homogenität ausgewertet.

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass im Gegensatz zur stofflichen, gerade die thermische Homogenität bisher so gut wie gar nicht untersucht worden ist. Dies könnte aus der experimentellen Sicht an den eingeschränkten messtechnischen Möglichkeiten liegen. Temperaturfühler mit unterschiedlichen Eintauchtiefen oder Temperaturmesskreuze bieten keine ganzheitliche thermische Betrachtung des Extrudats. Die Simulation des thermischen Mischvorgangs erscheint dagegen auf-

grund der Komplexität der Berechnungen als äußerst schwierig. Für die Entwicklung von geeigneten Scher- und Mischteilen für schnell drehende Schnecken ist eine Betrachtung der Temperaturentwicklung und der Temperaturprofile jedoch unumgänglich.

Des Weiteren wird vereinzelt in der Literatur eine Korrelation zwischen der thermischen Verteilung vor der Schneckenspitze und der stofflichen Homogenität beschrieben [Fei85]. Unter dieser Annahme könnten die Temperaturprofile als allgemeines Maß für die Homogenität eines Extrusionssystems gewählt werden.

2.3 Simulation von Extrusionsprozessen

Aus der wirtschaftlichen Sicht betrachtet, ist es wünschenswert vor der Erprobung eines geplanten Konzeptes, den Prozess im möglichst hohem Maß zu prognostizieren. Je höher das Prozessverständnis, umso niedriger die Fehlerpotenziale und somit die Kosten der Iterationsschleifen in der Entwicklungsphase. Um möglichst früh Erkenntnisse über ein System zu gewinnen, wurden zur Abbildung des Betriebsverhaltens die vorgestellten mathematisch-physikalischen Modelle entwickelt und evaluiert. Als Weiterentwicklung solcher Methoden werden zunehmend rechnergestützte Simulationsverfahren eingesetzt. Die höchsten Einsparpotenziale liegen dabei in der Flexibilität einer Simulation gegenüber eines realen Prototypen bezüglich Änderungen am System. Mit geringem Zeit- und Kostenaufwand kann die „trial and error“-Vorgehensweise am realen System vermindert werden.

Dieser Schritt ist in einem Extruder-Entwicklungsprozess äußerst interessant und gewinnt zunehmend an Bedeutung. Hier ist jedoch derzeit eine ganzheitliche Betrachtung des Systems, aufgrund der Komplexität des Verfahrens unmöglich. Vielmehr wird der Extrusionsprozess in die Funktionsabschnitte Einzugsbereich, Aufschmelz- und Meteringzone bzw. Scher- und Mischteillbereich unterteilt.

2.3.1 Einzugs- und Aufschmelzbereich

Bei der Simulation des Extrusionsvorgangs wird die Trennung der Systembereiche nach dem Aggregatzustand des Materials vorgenommen. Da weder das Einriesel- und Einzugsverhalten noch das Aufschmelzen selbst Bestandteil dieser Arbeit sind, wird nur Vollständigkeit halber auf die einschlägige Literatur zu diesen Themengebieten eingegangen.

Die Modellierung und Simulation des Feststoffeinzugs eines Extruders wurde in der Vergangenheit bereits ausführlich behandelt. Nach den grundlegenden Untersuchungen von Darnell und Mol im Jahr 1956 [Dar56] wurde das dort vorgestellte Modell durch zahlreiche Wissenschaftler erweitert und evaluiert [z. B. Tad72, Pot95, Sch95, Hyu97, Hen00, Poh03, Imh04, Mic05, Wor07]. Nach dem heutigen Stand der Technik können die Vorgänge in der Einzugszone mittels DEM (Discrete

Element Method) in dreidimensionalen Simulationen zufriedenstellend abgebildet werden [Moy04, Moy08]. Darüber hinaus wurden gerade in den letzten Jahren einige Arbeiten vorgestellt, die sich mit der Simulation des Einzugsverhaltens bei der Hochgeschwindigkeitsextrusion beschäftigen. Hier steht die im Kapitel 2.1 beschriebene Problematik der Förderkonstanz und der Absenkung des spezifischen Durchsatzes bei hohen Drehzahlen im Fokus der Untersuchungen [Poh03, Pap10, Sch10a].

Die ersten theoretischen Grundlagen zum Aufschmelzen von Kunststoffen wurden 1959 von Maddock [Mad59] veröffentlicht. 1966 hatte Tadmor eine analytische Berechnung des Aufschmelzverhaltens vorgestellt [Tad66] und ein Jahr später experimentell verifiziert [Tad67]. In [Mou82] und [Pot87] werden diese analytischen Modelle weiterentwickelt, wobei beide Arbeiten nahezu identische Aufschmelzverläufe aufzeigen [Pot92]. In den Arbeiten einiger Forschergruppen wird die Modellierung um das strukturviskose und temperaturabhängige Materialverhalten erweitert, was eine numerische Lösung der Aufschmelzmodelle erfordert [Bro72, Lin85]. Vorschläge zur Simulation des Aufschmelzverhaltens mittels kommerzieller Software können in [Cha01] und [Imh03] nachgelesen werden. Beide Veröffentlichungen basieren auf stark vereinfachten Annahmen bei der Beschreibung des Feststoffbettes und der rheologischen Gesetzmäßigkeiten.

Die Anwendung der FE-Methoden zur Abbildung der Aufschmelzzone ist trotz einzelner Untersuchungen wegen der hohen Komplexität und der Probleme bei der physikalischen Erfassung der Gegebenheiten nicht praktikabel. Eine attraktive Alternative zur FE-Simulation stellt die bereits im Kapitel 2.2.1 beschriebene rechnergestützte Extruderauslegung mittels geschlossener, analytischer Gleichungen. Die am Institut KTP in Paderborn entwickelte Software bietet die Möglichkeit zur Abbildung des gesamten Extruders, u. a. des Einzugs- und Aufschmelzverhaltens [Pot92]. Die in der Software implementierten, umfangreichen Optionen lassen eine ganzheitliche Betrachtung der meisten gängigen Extrudervarianten zu.

2.3.2 CFD-unterstützte Berechnung der Strömungsvorgänge in einem Extruder

Anders als bei der Berechnung der Aufschmelzzone wird für die Betrachtung des strömungsmechanischen Verhaltens der schmelzebehafteten Bereiche zunehmend die numerische Strömungsmechanik (englisch: Computational Fluid Dynamics (CFD)) benutzt. Mit wachsender Leistungsfähigkeit von Hard- und Software können Simulationssysteme immer häufiger zur Lösung strömungsmechanischer Probleme angewendet werden. Hierbei werden für jedes Teilelement einer diskretisierten Geometrie analytische Ansätze in Form partieller Differenzialgleichungen gelöst. Dadurch ist die Genauigkeit der Berechnungsergebnisse von der Feinheit der Vernetzung einer Geometrie abhängig. Die Berechnung allerdings unterliegt weiteren Einflüssen und ist selbst bei optimaler Diskretisierung stets kritisch zu hinterfragen. So übt z. B. die Ansatzfunktion zur Interpolation zwischen einzelnen Berechnungsknoten einen signifikanten Einfluss auf die Güte der erzielten

Berechnungsergebnisse aus. Weiterhin sind der Grad der Vereinfachung, die das System mathematisch erfassbar macht und die teils nicht ausreichenden Eingangsdaten, wie Materialparameter für die Qualität des Berechnungsergebnisses maßgebend.

Die am weitesten verbreiteten Techniken der numerischen Strömungsmechanik bilden die Finite Elemente Methode (FEM), die Finite Volumen Methode (FVM) und die Finite Differenzen Methode (FDM). Da in einigen Veröffentlichungen vorzufinden, soll der Vollständigkeit halber an dieser Stelle auch die Randelementmethode (REM oder eng. BEM) erwähnt werden. Der Bezug zur Simulation von Extruderschnecken und der Vergleich zwischen REM und FEM können in [Kha98] nachgelesen werden.

Von den gängigen Methoden besitzt die FDM die geringste Flexibilität bezüglich der Modellgeometrie. Es wird ein strukturiertes Netz vorausgesetzt, in dem die Abstände zwischen den Knoten gleich sein müssen. Dies gilt mit Ausnahme von gebogenen Kanten, die abhängig vom Krümmungsgrad ebenfalls toleriert werden. Die FEM und die FVM sind im Hinblick auf die geometrische Flexibilität einander ebenbürtig und im Gegensatz zur FDM können auch unstrukturierte Netze eingesetzt werden. Im Unterschied zur FVM wird in der FEM ein sogenannter „Funktionalraum“ erzeugt. Das bedeutet, dass die Knoten über festgelegte Ansatzfunktionen miteinander verbunden sind. Dabei entscheidet die Anordnung der Knoten eines Elementes über das einzusetzende Interpolationsschema. Dies macht die FEM stärker von einer akkuraten Vernetzung abhängig.

Die in dieser Arbeit eingesetzte Simulationssoftware „Polyflow“ (Fa. Ansys) basiert auf der FEM. Für die Simulation des Verhaltens einer Kunststoffschmelze in einem Extrusionsprozess bietet diese gegenüber anderen Programmen wesentliche Vorteile. Die beiden wichtigsten sind die Implementierung der „Mesh Superposition Technique“ (MST) und die speziell auf die Modellierung des Materialverhaltens eines strukturviskosen Mediums ausgelegten Ansätze. Die MST erlaubt die Ergänzung einer Fluiddomäne um einen bewegten Festkörper. Hierzu muss sich die vernetzte Festkörpergeometrie mit dem Netz des Fluides überlagern. Anschließend kann die Festkörperdomäne als bewegter Körper definiert werden. Mithilfe der MST wird das Netz des bewegten Körpers in das Netz des Fluides projiziert. Bereits in [Rau03, Con08] wurden in der Simulationssoftware „Fidap“ die Vorteile einer Variante der MST unter der Bezeichnung „Moving Body Constraint“ erläutert. In [Val09] wird unter der Bezeichnung „Mesh Immersion Technique“ ein vergleichbares Verfahren in einen numerischen Code implementiert und die Anwendbarkeit zur Simulation von Extrusions- und Mischvorgängen vorgestellt.

2.3.3 Austragszone mit Scher- und Mischteilen

Die präzise Modellierung und Simulation von Scher- und Mischteilen in drei-dimensionalem Raum gehört, aufgrund sehr komplexer Vorgänge, zu den Herausforderungen der Kunststofftechnik. Ob eine 3-D Berechnung notwendig ist, oder eine 2- bzw. 2½-D Untersuchung ausreicht, hängt dabei

von der angestrebten Zielsetzung ab. Sollen lediglich die Strömungsverhältnisse untersucht werden, ist eine 2 bzw. 2½-D Betrachtung völlig ausreichend [Sam01, Con07]. In [Poh03] werden 2½-D mit 3-D Methoden verglichen. Zusammenfassend lässt sich sagen, dass bei nicht-isothermen Analysen die 2½-D Lösung sehr hohe Fehler liefert. Je höher die Schergeschwindigkeiten und die Dissipationsleistung, umso größer die Abweichungen. Für die Berechnung von schnell drehenden Schnecken führt nur die 3-D Modellierung zu exakter Abbildung der Gegebenheiten. Diese erfordert allerdings extrem hohe Rechenleistungen. Hier sind trotz modernster Computertechnik Rechenzeiten von mehreren Tagen keine Seltenheit. Rechnungen mit nicht-newtonschen, nicht-isothermen Fragestellungen und großer Elementenanzahl werden zudem, aufgrund numerischer Instabilitäten, relativ oft abgebrochen.

Um Rechenzeit zu verkürzen, werden häufig Berechnungen vorgestellt, die einen kurzen Schneckenanteil oder symmetrischen Ausschnitt von Mischteilen berücksichtigen. Diese Vereinfachung wird z. B. in [Wan94, Imh04, Töb05] genutzt. In [Wan94] wird dabei eine drei-dimensionale Simulation eines „Cavity Transfer Mixer“ (CTM) mithilfe des CFD-Programmes „FIDAP“ präsentiert. Dieses Mischteil ähnelt funktionell sehr dem für diese Arbeit relevanten „Twente Mixing Ring“ (TMR). Die Berechnungen wurden isotherm und unter einer konstanten Viskosität (97 Pa s) durchgeführt. In [Yao98, Yao01] werden dreidimensionale, nicht-newtonsche und nicht-isotherme Modelle für unterschiedliche Ausführungen von Stiftmischern unter Anwendung der Screwflow-Software verglichen. Die Veröffentlichungen zeigen jedoch weder eine thermische Auswertung noch eine Validierung der Ergebnisse. In [Imh04] konnten strukturviskose, nicht-isotherme Strömungsphänomene unter Einbeziehung der Schererwärmung berechnet werden. Weiterhin verweist Imhoff jedoch auf den hohen Aufwand, der mit der Erstellung der Netzgeometrie einhergeht. An dieser Stelle soll auf die Vielzahl der FE-Untersuchungen von der Austragszone bzw. von diversen Scher- und Mischteilen hingewiesen werden. Die Ergebnisse können z. B. aus [Mic99, Man01, Töb05, Kim06, Val09, Het10, Wan10] entnommen werden.

2.3.4 Physikalische Beschreibung des Förderverhaltens und Dissipationsvorgänge

Die Grundlagen der Modellierung der Extruderzone mit reiner Schmelzphase wurden vor mehr als 50 Jahren formuliert. Dabei bilden die Geometrie der Schnecke, die verfahrenstechnischen Parameter und die Rohstoffbeschreibung, integriert in die Erhaltungssätze, die mathematisch-physikalischen Zusammenhänge.

Die Geometrie der Meteringzone eines Einschneckenextruders wird in Bild 2-2 dargestellt. Die Geometrie bestimmenden Abmessungen sind der Schneckendurchmesser D , die Gangbreite w , die Gangtiefe h , der Steigungswinkel φ , das radiale Schneckenspiel δ und die Stegbreite e . Aus diesen Größen können alle anderen Abmessungen abgeleitet werden.

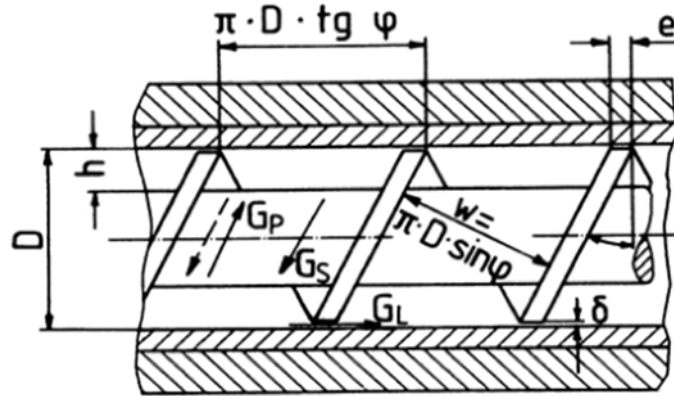


Bild 2-2 Definition der Schneckenengeometrie

Die Kinematik im System wird meistent über die Schneckendrehzahl n und die Randbedingungen am Schneckengrund und Zylinderwand definiert. Hinzu kommt die je nach Modell variierende Beschreibung des Fluids.

Die Bilanzgleichungen für Impuls (Bewegungsgleichung), Masse (Kontinuitätsgleichung) und Energie (Energiegleichung) bilden die Grundlage aller Modellansätze und FE-Berechnungen. Dabei müssen für jeden Berechnungsraum der Geschwindigkeitsvektor, der Druck und die Temperatur bekannt sein. Aus diesem Grund ist eine Integration der Werkstoffbeschreibung in die Erhaltungssätze notwendig. Aufgrund der getroffenen Vereinfachungen, Idealisierungen und Randbedingungen können sich die Bilanzgleichungen teilweise stark unterscheiden.

Nachfolgend werden die Erhaltungssätze aufgestellt, die für die spätere Analyse des Förderverhaltens und der Dissipationsvorgänge benutzt werden [Pol08].

Die Impulserhaltungsgleichung (Navier-Stokes-Gleichung) in differenzieller Form lautet:

$$-\nabla p + \nabla \cdot \underline{\underline{T}} + \underline{\underline{f}} = \rho \cdot \underline{\underline{a}} \quad \text{Gl. 2-10}$$

Die Massenerhaltungsgleichung lautet:

$$\frac{d\rho}{dt} = -(\nabla \cdot \rho \underline{\underline{v}}) \quad \text{Gl. 2-11}$$

Ist die Dichte zeitlich und örtlich konstant, so vereinfacht sich die Gleichung zu

$$\nabla \cdot \underline{\underline{v}} = 0 \quad \text{Gl. 2-12}$$

Unter der Annahme eines inkompressiblen Fluids ist der Reibungsspannungstensor $\underline{\underline{T}}$ abhängig vom Deformationsgeschwindigkeitstensor $\underline{\underline{D}}$ und der Viskosität η .

$$\underline{\underline{T}} = 2\eta \cdot \underline{\underline{D}} \quad \text{Gl. 2-13}$$

Einen wesentlichen Einfluss auf die weitere Berechnung stellt die Definition der Viskosität η dar. Diese wird oft vereinfacht newtonisch, d. h. über den gesamten Verarbeitungsbereich konstant angenommen. Bei der Verarbeitung von Kunststoffen führt diese Annahme zu Fehlern, da die Viskosität der Kunststoffschmelze mit zunehmender Schergeschwindigkeit sehr stark abfällt. Um dieses Verhalten zu beschreiben, existieren einige Modelle, welche sich vor allem in der Genauigkeit der Abbildung unterscheiden. Die Fließkurve des betrachteten Stoffes wird oft durch den Ansatz nach Ostwald de Waele, dem Potenzgesetz (Power-Law) beschrieben.

$$\eta = k \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \quad \text{Gl. 2-14}$$

Diese Beschreibung ist leicht handhabbar und führt in der numerischen Berechnung seltener zu Problemen. Der Ansatz kann jedoch nur begrenzt angewendet werden, da sonst erhebliche Fehler entstehen können; z. B., für eine gegen Null gehende Schergeschwindigkeit, strebt die Viskosität gegen unendlich. Bei der Abbildung des nichtlinearen Bereichs in der doppelt-logarithmischen Darstellung ergeben sich insbesondere bei breiten Schergeschwindigkeitsspektren erhebliche Abweichungen. Die tatsächlichen Stoffwerte über weite Schergeschwindigkeitsbereiche lassen sich getreuer durch den Carreau-Ansatz approximieren [Gei84].

$$\eta = \frac{A}{(1 + B \cdot \dot{\gamma})^C} \quad \text{Gl. 2-15}$$

Der Wert A beschreibt die Nullviskosität. B, auch reziproke Übergangsgeschwindigkeit genannt, wird als $B = 1/\dot{\gamma}_k$ definiert. Die Stoffkonstante C lässt sich als die Steigung der Funktion bei hohen Schergeschwindigkeiten interpretieren und ist mit dem Fließexponenten des Potenzgesetzes n durch die Beziehung $C = 1 - n$ verknüpft. Dieser Ansatz wird bei nicht-isothermen Berechnungen um den Temperaturverschiebungsfaktor a_T erweitert:

$$\eta = \frac{A \cdot a_T}{(1 + B \cdot \dot{\gamma} a_T)^C} \quad \text{Gl. 2-16}$$

Die Schergeschwindigkeit ist mit dem Deformationsgeschwindigkeitstensor $\underline{\underline{D}}$ über die Beziehung:

$$\dot{\gamma} = \sqrt{2(\underline{\underline{D}})^2} \quad \text{Gl. 2-17}$$

verknüpft.

Zur Berechnung des Temperaturverschiebungsfaktors existieren einige Ansätze, wobei hier die wichtigsten, der Arrhenius-Ansatz und der WLF-Ansatz genannt werden.

Obwohl der WLF-Ansatz (nach Williams, Landel und Ferry [Wie55]) nur für amorphe Polymere physikalisch zu begründen wäre, ist dieser dem Arrhenius-Ansatz überlegen [Lau87, Lor92] und lässt sich mit guter Genauigkeit auch für teilkristalline Polymere einsetzen [Wor78, Küh87].

Dieser wird definiert zu:

$$\log a_T = \frac{C_1 \cdot (T_0 - T_S)}{C_2 + (T_0 - T_S)} - \frac{C_1 \cdot (T_M - T_S)}{C_2 + (T_M - T_S)} \quad \text{Gl. 2-18}$$

mit:

T_0 = Bezugstemperatur

T_M = aktuelle Massetemperatur

T_S = Standardtemperatur

$C_1 = 8,86$ und $C_2 = 101,6$

Die Standardtemperatur liegt ca. 50 °C oberhalb der Erweichungstemperatur (Glasübergangstemperatur) und ist vom jeweiligen Material abhängig.

Die Druckabhängigkeit wird im weiteren Verlauf der Arbeit vernachlässigt.

Neben der Viskosität ist der allgemeine Spannungstensor $\underline{\underline{T}}$, wie in Gl. 2-13 beschrieben, vom Deformationsgeschwindigkeitstensor $\underline{\underline{D}}$ abhängig.

$$\underline{\underline{D}} = \begin{pmatrix} \frac{\partial v_x}{\partial x} & \frac{1}{2} \dot{\gamma}_{xy} & \frac{1}{2} \dot{\gamma}_{xz} \\ \frac{1}{2} \dot{\gamma}_{xy} & \frac{\partial v_y}{\partial y} & \frac{1}{2} \dot{\gamma}_{yz} \\ \frac{1}{2} \dot{\gamma}_{xz} & \frac{1}{2} \dot{\gamma}_{yz} & \frac{\partial v_z}{\partial z} \end{pmatrix} \quad \text{Gl. 2-19}$$

Hierbei gelten folgende Zusammenhänge:

$$\underline{v} = \begin{pmatrix} v_x \\ v_y \\ v_z \end{pmatrix} \quad \text{Vektor der Strömungsgeschwindigkeit}$$

$$\dot{\gamma}_{xy} = \frac{\partial v_y}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial y} \quad \text{Schergeschwindigkeit in Richtung x und y}$$

$$\dot{\gamma}_{yz} = \frac{\partial v_z}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial z} \quad \text{Schergeschwindigkeit in Richtung y und z}$$

$$\dot{\gamma}_{zx} = \frac{\partial v_x}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial x} \quad \text{Schergeschwindigkeit in Richtung z und x}$$

Die Richtungen der Vektoren beziehen sich auf das Koordinatensystem in Bild 2-3, in das ein Schneckenabschnitt zur Darstellung der Ausrichtung der relevanten Volumenkörper eingefügt wurde.

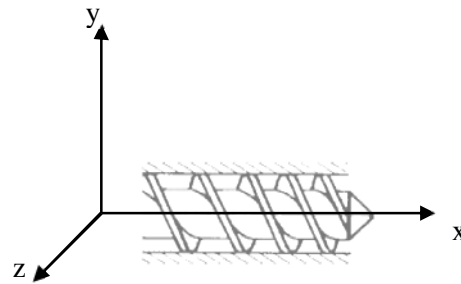


Bild 2-3 **Bezugskoordinatensystem**

Für nicht-isotherme Berechnungen muss zusätzlich die Energieerhaltungsgleichung herangezogen werden:

$$\rho \cdot c_p \cdot \left(\frac{\partial T}{\partial t} + \underline{v} \cdot \nabla T \right) = -\nabla \underline{q} + (\sigma \underline{D}) \quad \text{Gl. 2-20}$$

Wobei die Wärmeleitung \underline{q} durch das Fouriersche Gesetz beschrieben wird

$$\underline{q} = -\lambda \cdot \nabla T \quad \text{Gl. 2-21}$$

In den Erhaltungsgleichungen wird λ als Wärmeleitfähigkeit und σ als der Cauchysche Spannungstensor definiert.

Außer unter sehr eingeschränkten Bedingungen (z. B. für 1D, laminare Schichtenströmungen), ist das nichtlineare- und gekoppelte Gleichungssystem der Erhaltungsgleichungen analytisch unlösbar. Dieses kann jedoch durch numerische Verfahren z. B. durch eigens dafür entwickelte CFD-Software gelöst werden.

3. Experimentelle Bewertung von Mischteilen bei HSE

Der erste Teil dieser Arbeit konzentriert sich auf die Auswertung praktischer Versuche der analysierten Scher- und Mischelemente. Zu diesem Zweck wurde ein Versuchsstand konstruiert und in Betrieb genommen. Langfristig ist jedoch der Verzicht oder zumindest die Reduzierung der praktischen Voruntersuchungen und eine „sichere und robuste“ Simulation des Extrudiervorgangs wünschenswert. Voraussetzung dafür ist eine zufriedenstellende Modellierung der Gegebenheiten, Übereinstimmung der Simulations- und Versuchsergebnisse und eine gute Übertragbarkeit auf neue Problemstellungen.

3.1 Versuchsaufbau

Zur Erfassung der Messwerte dient eine Extrusionsanlage in Kaskadenbauweise, die aus zwei Systemen zusammengesetzt ist, welche über ein Bypass-Modul verbunden sind (Bild 3-1). Beide Systeme erfüllen gemeinsam die Aufgaben eines einzelnen Extruders, wobei der erste Extruder, der prototypische „KoAx-S-Truder“, hauptsächlich die Einzugs- und Plastifizierungsaufgaben übernimmt. Dieser Extruder besitzt eine koaxial angeordnete Einzugschnecke mit separatem Antrieb und somit autarker Drehzahlsteuerung. Damit lässt sich der Feststoffstrom von der Drehzahl der Plastifizierschnecke entkoppeln. Dieser zusätzliche Freiheitsgrad ermöglicht eine Anpassung des spezifischen Durchsatzes bei großer Verarbeitungsbandbreite und damit eine gewisse Kontrolle der Masstemperatur vor dem Eintritt in das High-Speed-System (HS).

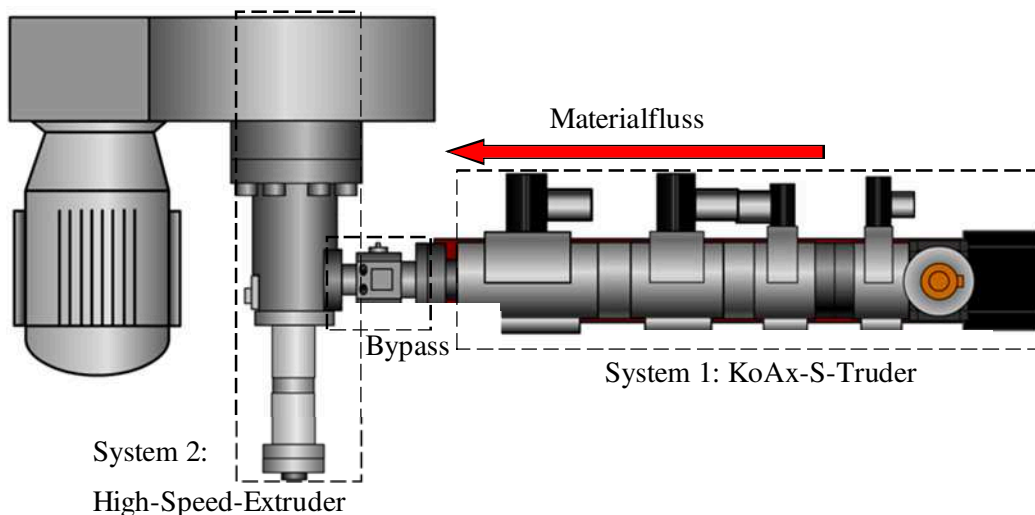


Bild 3-1 Schematischer Aufbau der Gesamtanlage

Aus dem ersten System fließt die Schmelze in ein Bypass-Modul. Ist dieser in Durchflussrichtung zum High-Speed-Extruder geschaltet, besteht eine geschlossene, meist druckbehaftete Anordnung. Das Öffnen des Bypass-Moduls erlaubt ein Umleiten des Extrudates in die Umgebung. Diese Mög-

lichkeit ist insbesondere für die Aufnahme des Ist-Zustandes der Schmelze vor dem Eintritt in das High-Speed-System hilfreich. An dieser Stelle können für alle Betriebszustände Temperaturprofile gemessen und Proben für die anschließende Untersuchung des Homogenitätszustandes am Eintritt in das untersuchte System entnommen werden.

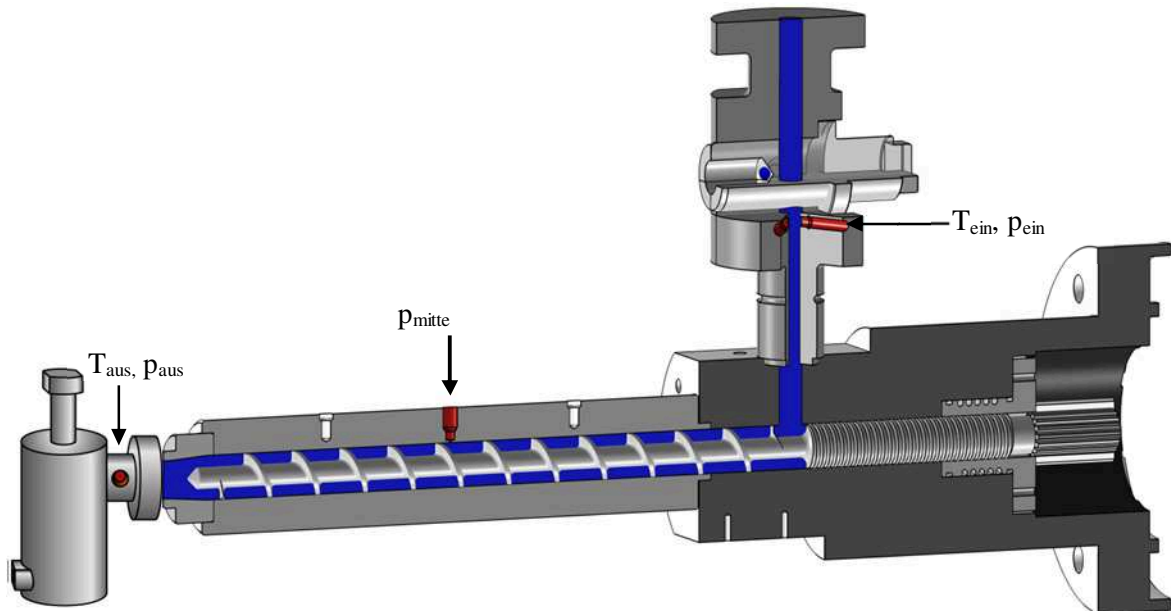


Bild 3-2 High-Speed-Extruder mit Bypass-Modul und Druckdrosselwerkzeug

Der zweite Teil des Versuchsstandes besteht aus dem Bypass, dem High-Speed Extruder und der Druckdrossel (Bild 3-2). Für die Versuche stehen Schnecken mit Mischelementen mit 35 mm Durchmesser und bis zu 15 D Verfahrenslänge in unterschiedlichen Varianten zur Verfügung. Die Auswertung des Betriebsverhaltens einzelner Mischer beinhaltet die Messung des Druckes am Eingang (im Bypass), in der Mitte des Extruders und am Ausgang (in der Druckdrossel). Die an dem Extruder angebrachte verstellbare Druckdrossel erlaubt dabei die Einstellung eines nahezu beliebigen Gegendruckes. Zusätzlich besitzen der Bypass und die Druckdrossel Schmelzetemperturaufnehmer mit thermisch isolierter Messspitze (Keramikisolierung) und 10 mm Eintauchtiefe. Da die Entwicklung der Massetemperatur von hoher Bedeutung für die Beurteilung der Scher- und Mischteile ist, wird die Massetemperatur am Systemausgang zusätzlich mit einem Infrarot-Thermometer, einer Messsonde im Extrudat und einer Thermografiekamera gemessen.

Durch die besondere Anordnung des Versuchsstandes werden für alle untersuchten Mischelemente reproduzierbare Eingangsbedingungen geschaffen. Diese können durch die Integration des Beipasses permanent kontrolliert werden [Gru07].

3.2 Versuchsumfang und –durchführung

Durch die praktischen Versuche sollen umfassende Informationen über das Verhalten der einzelnen Scher- und Mischteile bei unterschiedlichen Betriebspunkten gesammelt werden. Zusätzlich dienen

die aufgenommenen Daten zum Abgleich mit den Ergebnissen der FE-Simulation. Die Untersuchungen werden für vier unterschiedliche Schneckengeometrien durchgeführt.

Rohstoffauswahl

Unter Verwendung einer Referenzschnecke ohne Scher- und Mischteile wurden Extrusionsversuche mit einer Auswahl unterschiedlicher Polyolefine durchgeführt. Materialspezifische Angaben zu den verwendeten Kunststoffen können aus Tabelle 3.1 entnommen werden.

Kunststoff	Typ	Aufschmelztemperatur [°C]	Verarbeitungstemperatur [°C]	Dichte [g/cm ³]	MFI [g/10min]	Anwendung
Lupolen 2420D	LD-PE	160	170-220	0,923	0,25 (190°C/2,16kg)	Blasfolienextrusion, Extrusionsblasformen
Lupolen 3020D/3010D	LD-PE	160-200	170-210	0,927	0,3 (190°C/2,16kg)	Blasfolienextrusion, Extrusionsblasformen
Lupolen 4261AG	HD-PE	131	180-240	0,945	6 (190°C/2,16kg)	Extrusionsblasformen, Tiefziehfolienextrusion
Hostalen H2464MF	PP	170-190	200-230	0,900	0,2 (230°C/2,16kg)	Rohrextusion
HC205TF	PP	164-168	170-240	0,905	4 (230°C/2,16kg)	Tiefziehfolienextrusion

Tabelle 3.1 Materialdaten der verarbeiteten Rohstoffe

Im ersten Schritt werden alle Materialien bei vergleichbaren Bedingungen verarbeitet. Das bedeutet gleiche spezifische Durchsätze und gleiches Drehzahlspektrum. Der Fließwiderstand wird für alle Betriebspunkte durch die konstante Stellung der montierten Druckdrossel unverändert gehalten. Aufgrund der unterschiedlichen rheologischen Eigenschaften der Rohstoffe und der Verarbeitungstemperaturen variieren somit die Druckniveaus. Die Zylindertemperaturen sind gemäß den Verarbeitungsrichtlinien der Rohstoffhersteller eingestellt. Die Bedingung die Massetemperatur am Eintritt in das High-Speed-System konstant zu halten, konnte nicht für den gesamten Drehzahlbereich realisiert werden, sodass diese um bis zu 12 °C abweicht (zwischen min. Durchsatz von 50 kg/h und max. Durchsatz von 300 kg/h). Die Bandbreite der erreichten Durchsätze und die dazugehörigen Temperaturerhöhungen können aus dem Bild 3-3 entnommen werden.

Aus den verfügbaren Rohstoffen wurde für die weiteren Versuche das Material mit der größten Verarbeitungsbandbreite gewählt. Diese wurde zum einen durch das erforderliche Drehmoment des Antriebs der Einzugsschnecke des speisenden Systems (KoAx-S-Truders) und zum anderen durch die möglichst geringe Temperaturentwicklung in der Schmelze definiert. Das Material Lupolen

3020D bzw. das aus der verarbeitungstechnischen Sicht identische 3010D von LyondellBasell wiesen bei den Untersuchungen die besten Verarbeitungseigenschaften auf (Bild 3-3). Dieses Material wurde bereits in einigen Voruntersuchungen [Grü03] mit einer Vielzahl anderer Polyolefine verglichen und hinsichtlich der Verarbeitbarkeit und Homogenität beschrieben. Mit den beschriebenen Begrenzungen beim Antriebsdrehmoment wurde mit dem Rohstoff auf der Laboranlage ein Durchsatzspektrum von bis zu 325 kg/h bei moderater Temperaturentwicklung erreicht.

Auf diesem Material basieren alle weiteren praktischen Versuche und Simulationen, die in dieser Arbeit vorgestellt werden.

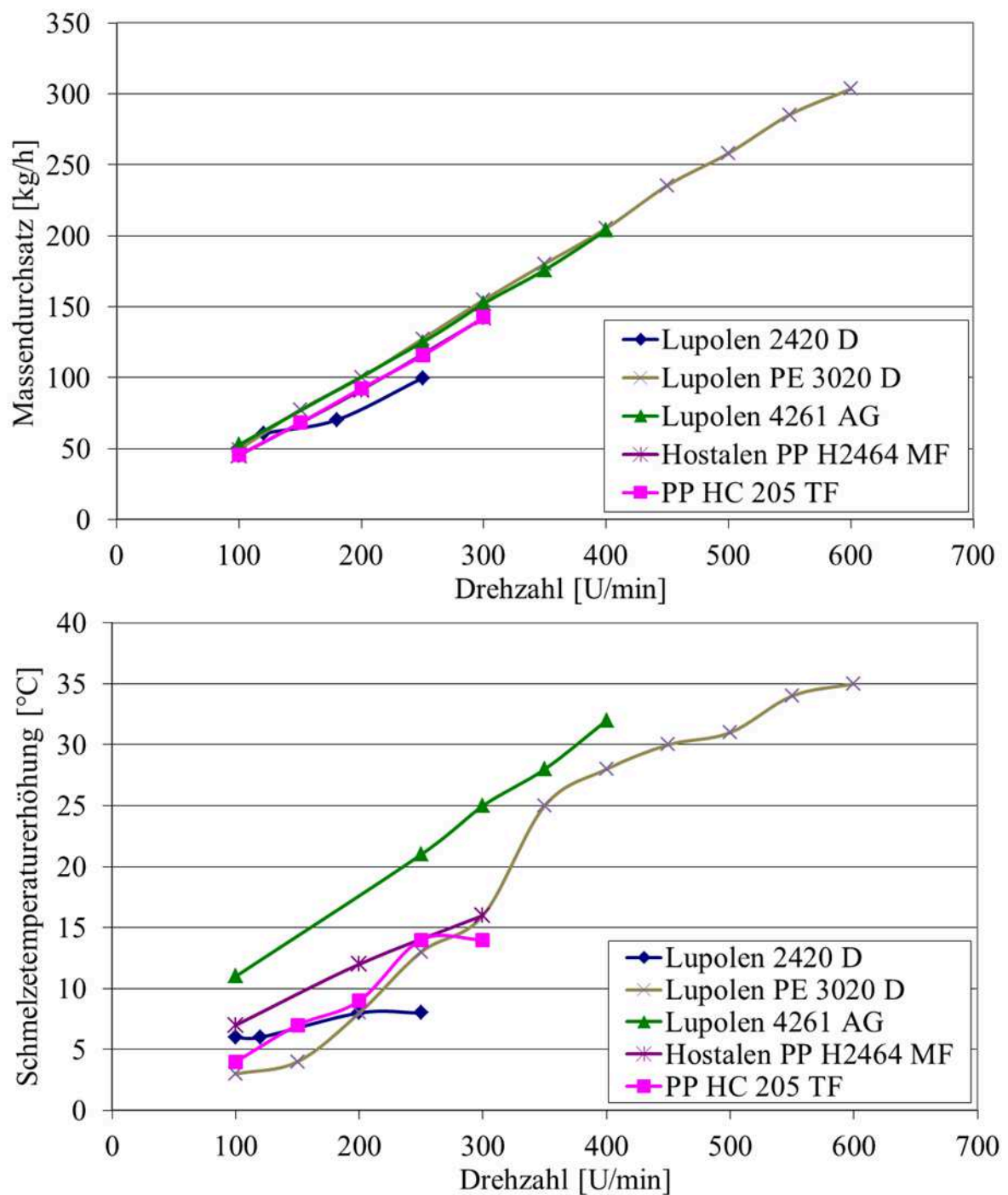


Bild 3-3 Verarbeitungsspektrum getesteter Rohstoffe

Referenzschnecke

Eine Schnecke ohne Scher- und Mischteile soll für alle weiteren Untersuchungen als Vergleichsmaßstab dienen. Die eingängige 35 mm Schnecke besitzt eine Gangtiefe von 9 mm und eine Schneckensteigung von $1,2 D$ (Bild 3-4).

In weiteren Versuchsreihen wird die Standardgeometrie in Verbindung mit zwei Mischteilen analysiert. Hierzu wurde eine kürzere (10 D) Referenzschnecke gefertigt, die durch eine Schraubverbindung mit Mischteilen kombinierbar ist.



Bild 3-4 **Geometrie der Referenzschnecke**

Als Aufsatzvariante wurden ein Kreuzlochmischer und ein TMR (Twente Mixing Ring) ausgelegt. Es wurden bewusst zwei Mischelemente gewählt, die sich aufgrund ihrer Ausführung im Betriebsverhalten und der Wirkungsweise stark voneinander unterscheiden. In Bild 3-5 und Bild 3-6 sind die beiden dynamischen Mischteile dargestellt.

Kreuzlochmischer

Der verwendete Kreuzlochmischer besteht aus drei in gleichem Abstand angeordneten Ringscheiben. Diese verfügen über Bohrungen mit 5 mm Durchmesser, welche in Fließrichtung der Schmelze abwechselnd diagonal von der Oberfläche des Mixers zur Zylinderwand und umgekehrt gerichtet sind. Hierdurch soll eine hohe Schichtumlagerung und Durchmischung des Materials erzielt werden. Einen Nachteil stellt die geringe zerteilende Mischwirkung des Mixers dar. Um dieses Defizit zu kompensieren, wird das Mischelement in der Regel mit einem zusätzlichen, vorgeschalteten Scherteil eingesetzt. Der Kreuzlochmischer wurde freundlicherweise von der Fa. Windmüller und Hölscher KG, Lengerich, zur Verfügung gestellt.

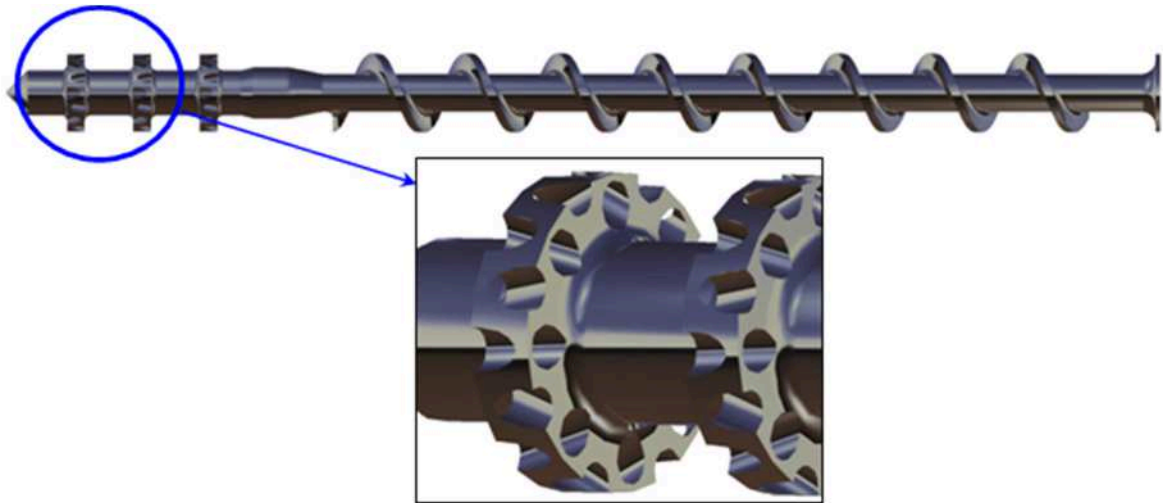


Bild 3-5 Kreuzlochmischer

Twente Mixing Ring (TMR)

Das dynamische TMR-Mischteil, welches an der Twente Universität, Niederlande entwickelt worden ist, besteht aus drei Elementen. Hierzu gehört ein in die Schnecke eingebetteter Kavitätenabschnitt mit halbkugelförmigen Aussparungen, der von einer Hülse umschlossen wird. Wird die Schmelze durch die Schnecke in Rotation versetzt, so wird die Hülse durch die Schleppwirkung mitgerissen. Durch die Rotation der Hülse entsteht eine Metall-Metall-Kontaktreibung mit dem speziell dafür eingesetzten Verschleißring.

Der TMR-Mischer wurde von der Firma MAS International B.V., Wierden (Niederlande), konstruiert und bezogen.

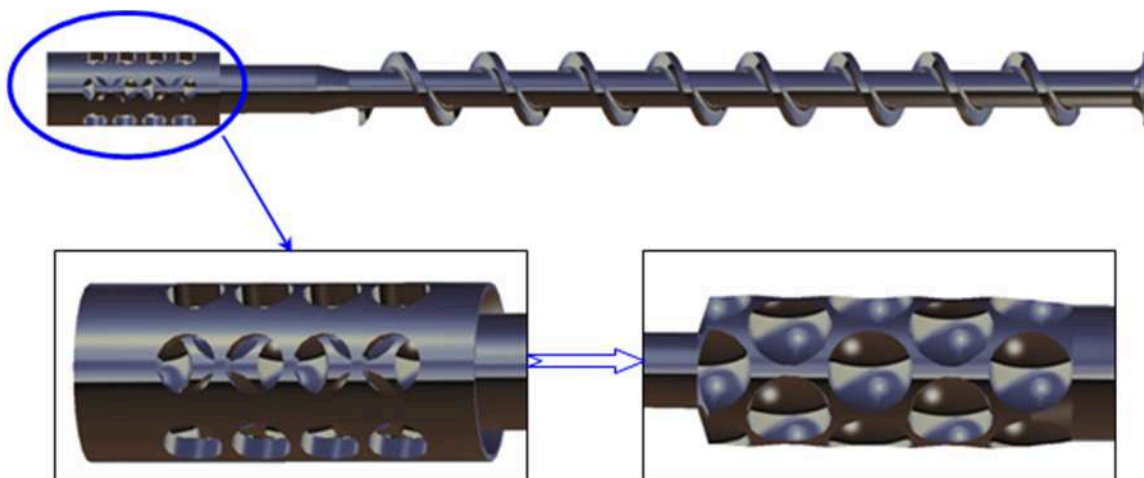


Bild 3-6 Twente Mixing Ring (TMR)

N-Mischer

Im Anschluss an die Untersuchungen mit den bereits vorgestellten Geometrien wurde ein alternatives Mischkonzept entwickelt und analysiert. Der prototypische N-Mischer zeichnet sich in seinem Aufbau durch zwei Stege aus. Neben dem Hauptsteg, mit einer Gangsteigung von $1,8 D$ wurden auf einer Länge von $10 D$ drei zusätzliche Scherstege mit der Steigung von $3 D$ aufgebracht (Bild 3-7). Durch die ständige Änderung der Gangbreite wird eine Umschichtung der Schmelzen über den Schersteg erreicht. Analog zu Scherteilen, wie dem Maddock-, Egan- oder Wendelscherteil, ist auch bei dem N-Mischer ein Aufschmelzen von dem Restfeststoff möglich.

Der N-Mischer wurde durch die Firma Eta Kunststofftechnologie GmbH, Troisdorf, konstruiert und freundlicherweise zur Verfügung gestellt.

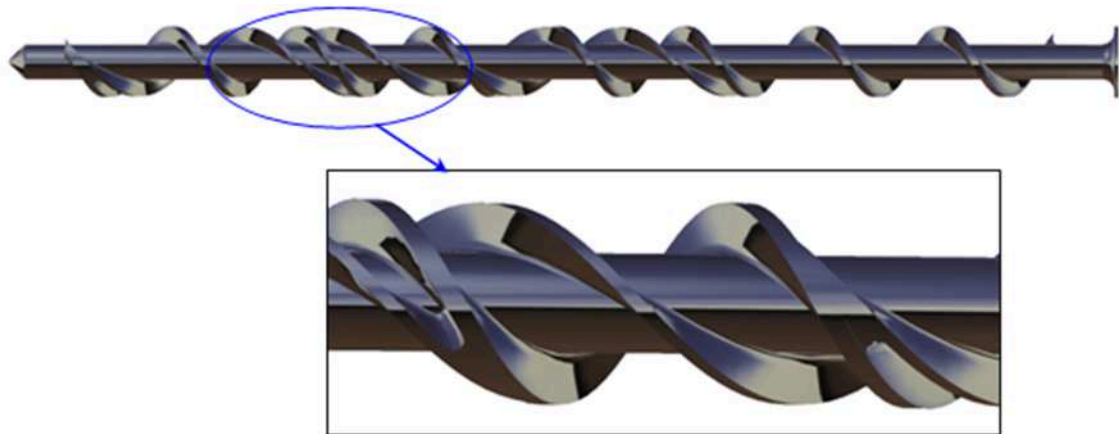


Bild 3-7 **N-Mischer**

Bei den Versuchen mit den vorgestellten Mischteilen wird der Durchsatz, die Drehzahl und/oder der Gegendruck variiert. Durch die Kaskadenbauweise und dank der autarken Antriebe der Systeme ist die Entkoppelung des Durchsatzes von der Drehzahl und somit die Untersuchung unterschiedlicher spezifischer Durchsätze bei einer Geometrie möglich. Daraus resultiert eine größere Versuchsvielfalt als bei einer Standardschnecke. Insgesamt wurden so über 250 Betriebspunkte aufgenommen. In Tabelle 3.2 wird die Bandbreite der für die Auswertung relevanten Versuche dargestellt. Die vollständige Versuchsbeschreibung kann dem Anhang entnommen werden.

	Gegendruck (GD)	Spezifische Durchsätze [kg/h/min ⁻¹]	Drehzahlen [U/min]	Max. Durchsatz [kg/h] (bei max. spez. Durchsatz)
Referenzschnecke	ohne GD	0,25 – 0,5	100 – 900	325 (0,5)
	mit GD	0,3 – 0,5	100 – 900	300 (0,5)
Kreuzlochmischer	ohne GD	0,25 – 0,5	100 – 900	300 (0,5)
	mit GD	0,3 – 0,5	100 – 850	255 (0,3)
TMR	ohne GD	0,25 – 0,5	100 – 700	300 (0,5)
	mit GD	0,25 – 0,3	100 – 500	136 (0,27)
N-Mischer	ohne GD	0,5	100 – 600	300 (0,5)
	mit GD	0,25 – 0,5	100 – 700	250 (0,5)

Tabelle 3.2 Versuchsmatrix

3.3 Methoden zur Versuchsauswertung

Die Auswertung der praktischen Versuche konzentriert sich auf die wesentlichen Verfahrensgrößen. Dazu gehören das Druckverhalten, die Temperaturentwicklung und die Beurteilung der stofflichen und thermischen Homogenität. Im Gegensatz zu dem Schmelzedruck, welcher recht trivial durch entsprechend kalibrierte Sensorik gemessen werden kann, erscheint die korrekte Aufnahme der Schmelztemperatur problematisch und fehlerbehaftet. Das liegt vor allem an der nicht zufriedenstellender Methodik das Temperaturprofil vollständig abzubilden. In den Extrusionsanlagen existieren meistens nur einzelne Temperaturfühler, die höchstens als Richtgröße für das gesamte Temperaturprofil dienen können. Üblich sind ebenfalls Messungen in dem extrudierten und nach außen isolierten Extrudat oder pyrometrische Messungen der Strang-Oberflächentemperatur. Im Einzelfall werden Messfühler mit unterschiedlichen Fühlertiefen eingesetzt, welche punktuell den Temperaturverlauf im Schmelzequerschnitt abbilden sollen. So wird z. B. in [Pap02] der Einsatz eines Temperaturmesskreuzes mit 13 Messpunkten zur Bestimmung der Massetemperaturen an der Extruderspitze vorgeschlagen. In [Imh03] wird das Temperaturprofil durch sieben Eintauchtiefen abgebildet. Solche Werte beschreiben zwar qualitativ die Wärmeentwicklung in der Schmelze, lassen aber nur bedingt auf die thermische Homogenität der Schmelze schließen [Som00].

Zur Auswertung der Temperaturprofile quer zum Schneckenkanal wird in [Ang09] und [Sch10c] eine auf Infrarot-Thermometrie basierende Methode vorgestellt. Der Vorteil dieses Messprinzips liegt in der hohen Genauigkeit und extrem kurzen Ansprechzeiten der Sensorik. Im weiteren Verlauf dieser Arbeit wird eine Methode zur ganzheitlichen Auswertung der Massetemperaturen in einem Extrudatquerschnitt vorgeschlagen, welche ebenfalls auf dem Infrarotmessprinzip beruht.

3.3.1 Temperaturmessung und Thermografie

Die Analysen der thermischen Homogenität in den untersuchten Extrudaten wurden mithilfe einer Infrarot-Echtzeit-Thermografiekamera Jade III MWIR von Infratec durchgeführt. Das System zeichnet sich durch eine extrem hohe thermische Auflösung von 20mK (bei 25 °C), einen Messbereich von -40 bis 300 °C und eine Bildaufnahmefrequenz von bis zu 175 Hz aus. Das Prinzip beruht auf dem physikalischen Phänomen, dass jeder Körper mit einer Temperatur oberhalb des absoluten Nullpunktes (-273,15 °C) elektromagnetische Strahlung aussendet. Die in der Praxis vorkommenden Körper weisen dabei sehr vielfältige Strahlungseigenschaften auf. Diese werden mit dem Parameter Emissionsgrad beschrieben, welcher ein Maß für das Vermögen des Körpers ist, Infrarotstrahlung auszusenden. Der Schwarze Strahler dient als Referenzmaß und besitzt mit dem Wert 1 den größtmöglichen Emissionsgrad, welcher zudem unabhängig von der Wellenlänge ist. Der Emissionsgrad für reelle Bauteile ist z. B. vom Material, der Oberflächenbeschaffenheit, Oxidschicht auf der Oberfläche, der Wellenlänge und/oder dem Winkel der Flächennormalen abhängig. An jeder Wärmebildkamera lässt sich zwar der Emissionsgrad einstellen, muss aber in Vorversuchen ermittelt werden. Für die Bestimmung des Emissionsgrades und bei späteren Untersuchungen sollten die auf die Messung Einfluss nehmenden Faktoren möglichst minimiert bzw. konstant gehalten werden. So wurde z. B. die Kamera senkrecht auf die Messoberfläche ausgerichtet. Des Weiteren empfiehlt sich auf einen Teil oder wenn möglich auf die gesamte Oberfläche des Messobjektes matte schwarze Farbe aufzutragen (Bild 3-8). Mit diesen Maßnahmen wird ein Emissionsgrad größer 0,96 gewährleistet. Da der Versuchsrohstoff (LD-PE) in der Grundmatrix weiß ist, wird bei der Verarbeitung ein rußhaltiges Farbbatch beigemischt und damit das Extrudat ebenfalls schwarz eingefärbt.

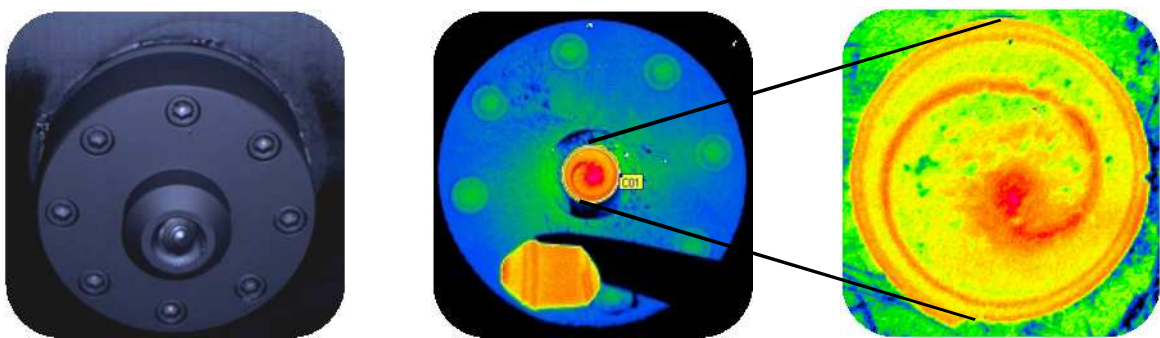


Bild 3-8 Vorbereitung des Versuchsstandes für die Thermografiemessungen

Der extrudierte Schmelzestrang muss für die Messung möglichst plane Oberfläche aufweisen und wird deswegen nach dem Verlassen des Extruders mit einem planen Schnitt abgetrennt. Um Verfälschungen durch Reflexionen der Schneidvorrichtung zu vermeiden, wurde diese ebenfalls schwarz eingefärbt. Für die zusätzliche Kontrolle des Emissionsgrades wird bei den Referenzver-

suchen mit einem Thermoelement die aktuelle Temperatur der Flanschoberfläche gemessen und mit den Messwerten der Kamera abgeglichen. Falls notwendig kann anhand dieser Temperatur der Emissionsgrad korrigiert werden.

Die Kamera wird auf eine Aufzeichnungsfrequenz von 100 Hz und eine Auflösung von 320 x 240 Pixel eingestellt.

Im Folgenden sollen exemplarisch die unterschiedlichen Temperatur-Messverfahren gegenübergestellt werden (Bild 3-9). Es werden Werte für die Drehzahlen von 100 bis 600 U/min bei einem konstanten spezifischen Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ verglichen. $T_{\text{Kontaktthermometer}}$ wird über ein elektronisches Kontaktthermometer, dessen Temperatursonde in das Extrudat appliziert wird, und $T_{\text{Pyrometer}}$ mit einem Strahlungsthermometer an der Schmelzeoberfläche gemessen. Die Temperatur $T_{\text{Temperaturfühler}}$ wird mit dem in der Druckdrossel installierten Sensor gemessen. $T_{\text{Thermografie,Mittel}}$ ist die mittlere Temperatur, die aus der Auswertung der Thermografiebilder berechnet wird.

Der Mittelwert wird auf die Pixel bzw. die daraus resultierende Fläche bezogen. Aus dem Abstand der Kamera und der Bildgröße kann eine Flächenauflösung von $S_A = 28 \frac{\text{pix}}{\text{mm}^2}$ errechnet werden. Das entspricht etwa 20 000 Messpunkten beim runden Extrudatstrang mit 30 mm Durchmesser.

Die mittlere Temperatur ergibt sich zu:

$$T_{M,A} = \frac{\sum_{i=1}^n A_i \cdot T_i}{\sum_{i=1}^n A_i} \quad \text{Gl. 3-1}$$

$T_{\text{Thermografie,Min}}$ und $T_{\text{Thermografie,Max}}$ entstammen ebenfalls der thermografischen Auswertung und geben Auskunft über die Bandbreite der aufgezeichneten Thermografiewerte.

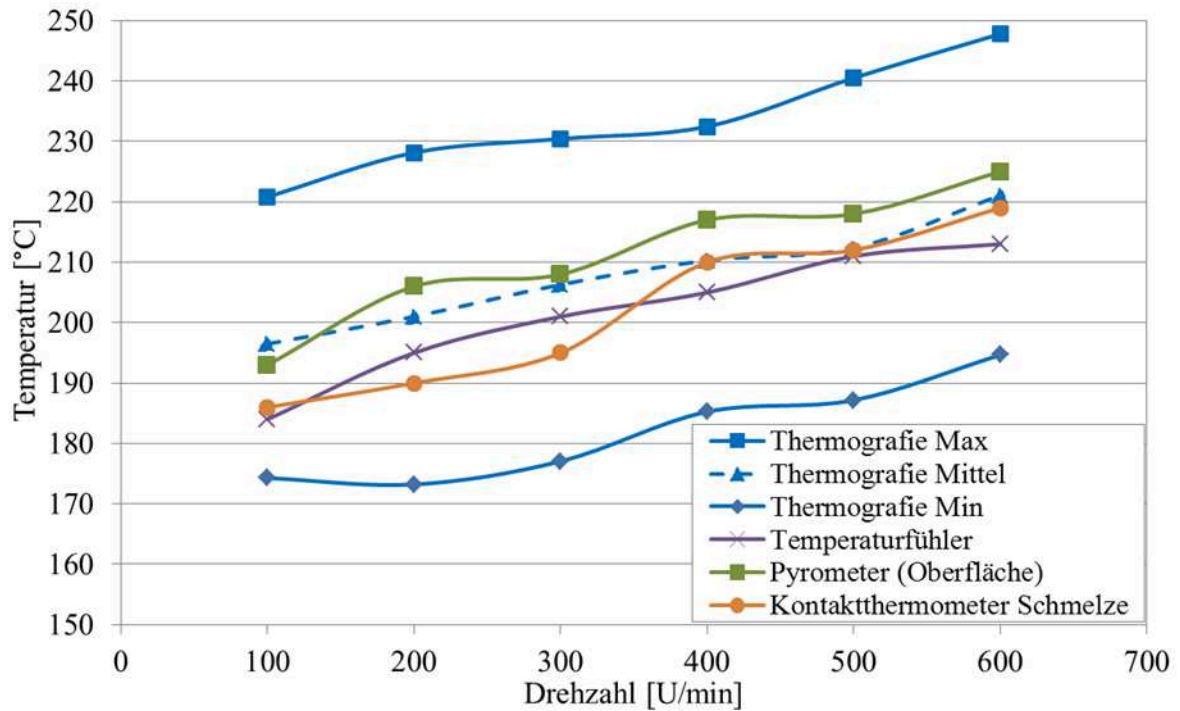


Bild 3-9 Vergleich unterschiedlicher Temperatur-Messverfahren (LD-PE 3010D, spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$)

Der Vergleich macht deutlich, welche Tendenzen die einzelnen punktuellen Messverfahren abbilden. So liegen z. B. die Pyrometermessung über und die Messung des Schmelzefühlers unterhalb des thermografischen Mittelwertes.

Die Berechnung der mittleren Temperatur mit Bezug auf die jeweiligen Teilflächen kommt aus der statischen Temperaturbetrachtung. Diese berücksichtigt nicht das an der Messfläche ausgebildete Geschwindigkeitsprofil. Soll bei der Mittelwertbildung die unterschiedliche Fließgeschwindigkeit der temperaturbehafteten Partikel berücksichtigt werden, kann die Temperatur auf den jeweiligen Volumenstrom bezogen werden. Der kalorische Mittelwert der Temperatur wird definiert zu:

$$T_{M,\dot{V}} = \frac{\sum_{i=1}^n \dot{V}_i \cdot T_i}{\sum_{i=1}^n \dot{V}_i} \quad \text{Gl. 3-2}$$

Für die Berechnung der Größe ist also die Kenntnis der Strömungsgeschwindigkeit in jedem einzelnen Messpunkt notwendig. Diese kann zwar aus der FE-Berechnung für das Austrittsprofil ermittelt werden, die örtliche Zuordnung der Geschwindigkeiten zu den 20 000 Messpunkten eines Thermobildes ist jedoch nicht praktikabel. Aus diesem Grund wird für die weitere Auswertung der mittleren Temperaturen der flächenbezogene Mittelwert gebildet. Im Kapitel 4.4.2 werden beispielhaft die Simulationsergebnisse einiger Berechnungen mit beiden Methoden ausgewertet und gegenübergestellt. In der Simulation ist eine eindeutige Zuordnung der Temperaturen und Geschwindigkeiten zu einzelnen Knoten möglich und somit sowohl die flächen- als auch volumenstromgewichtete Auswertefunktion anwendbar.

3.3.2 Auswertemethoden für die stoffliche Homogenität

Wie im Kapitel 2.2.2.2 beschrieben, existieren unterschiedliche Verfahren zur Bewertung der stofflichen Homogenität. In diesem Abschnitt sollen die Standardabweichung und der Segregationsgrad exemplarisch anhand des N-Mischers und der Referenzschnecke diskutiert werden. Bei der Analyse werden jeweils der Eingangs- und Ausgangszustand der Schmelze gegenübergestellt, so dass der Einfluss des Speiseextruders auf die Mischgüte berücksichtigt wird.

Für die Datengenerierung werden Histogramme der Grauwertverteilung der einzelnen Versuchsreihen aufgenommen (Bild 3-10). Hierzu wird das Material 3010D von Basell mit 1%iger Zugabe eines schwarzen Masterbatches extrudiert. Von jedem Versuch werden Extrudatproben entnommen und Dünnschnitte angefertigt.

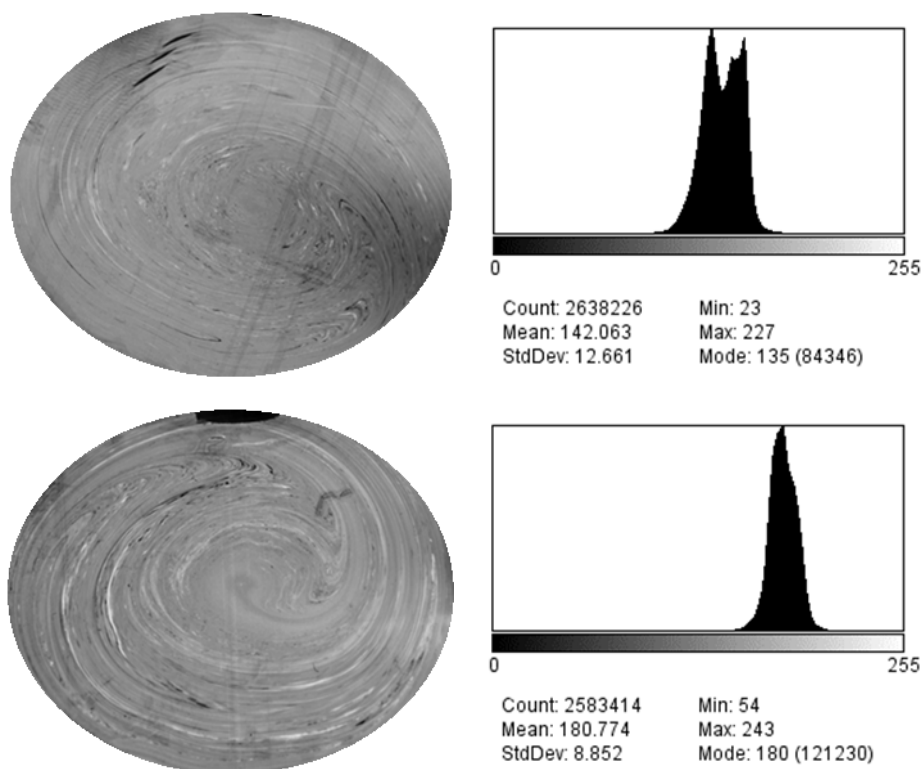


Bild 3-10 Vergleich der Dünnschnitte und Histogramme bei 200 U/min und 100 kg/h (oben) N-Mischer, (unten) Referenzschnecke

Gegenüberstellung einzelner Auswertemethoden

Die geläufigste Methode Datenmengen zu analysieren ist die Varianz beziehungsweise deren Wurzel, die Standardabweichung. In Bild 3-11 werden die Standardabweichungen der Grauwerte für den Eintrittszustand (Bypass) und für die Referenzschnecke bzw. das N-Mischteil verglichen. Die Fehlerbalken repräsentieren die größten absoluten Abweichungen, die sich aus den Messwerten ergeben. Auffallend ist zunächst mal die Tatsache, dass die Referenzschnecke in niedrigen Dreh-

zahlbereichen bis 300 U/min besser homogenisieren soll, als der N-Mischer. Bezieht man die Standardabweichung auf den Eingangszustand (nach Vorschlag von Michaeli, siehe Kapitel 2.2.2.3), werden ähnliche Tendenzen sichtbar.

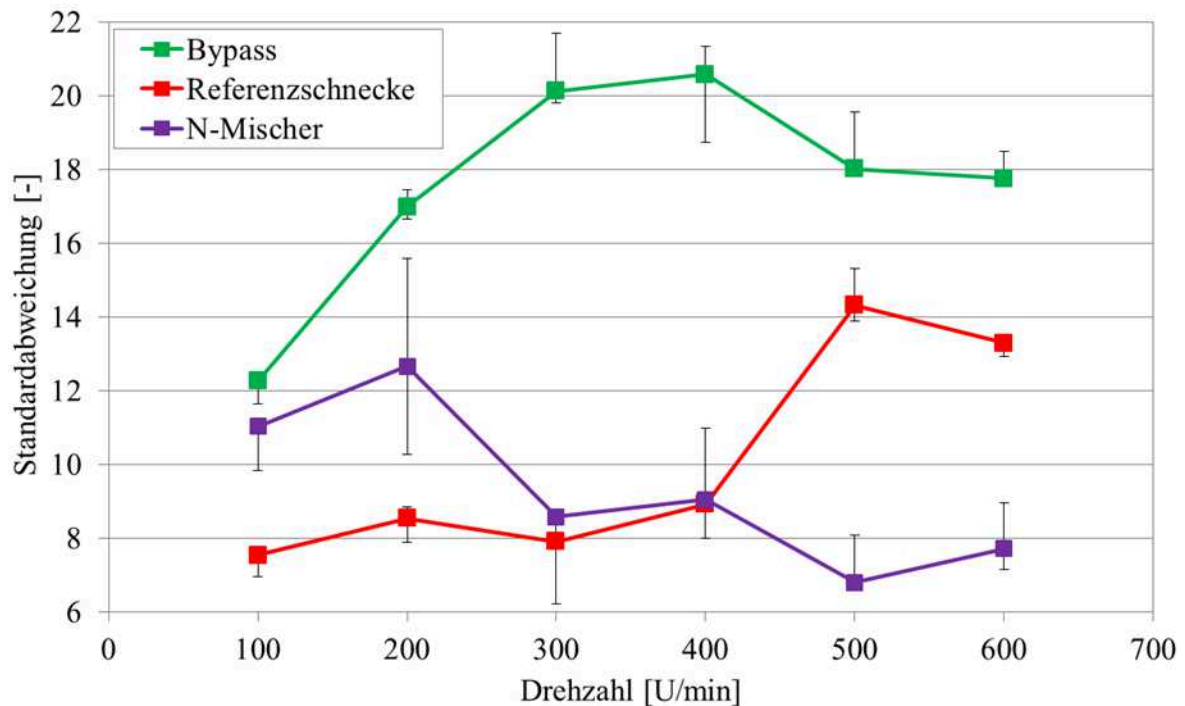


Bild 3-11 Bewertung der stofflichen Mischgüte (Standardabweichung)

Zur Darstellung der Segregation soll das Modell nach Danckwerts benutzt werden. Hier wird, wie in der Literatur vorgeschlagen, die Standardabweichung am Extruderausgang auf den Eingangszustand bezogen. In dem Modell nach Danckwerts ist das ein vollständig ungemischtes System, also eine Nullmischung. In Gegensatz dazu liegt am Eingang in das HS-System ein vorgemischtes Extrudat vor. Wird dieser analog zu dem Austrittszustand ausgewertet, so kann der Segregationsgrad entsprechend angepasst werden.

Die Formel aus Kapitel 2.2.2.2 für den Segregationsgrad kann somit in der Grundform benutzt werden mit:

$$SEG = \frac{\sigma_{Austritt}^2}{\sigma_{Eintritt}^2} \quad \text{Gl. 3-3}$$

Der so angepasste Segregationsgrad berücksichtigt den mit der steigenden Drehzahl schlechter werdenden Eingangszustand des Extrudates und stellt somit die richtigen Bezugsgrößen dar. Da sich der Eingangszustand für alle Geometrien verschlechtert, wird auch hier eine schlechtere Durchmischung des N-Mischers bei niedrigen Drehzahlen sichtbar (Bild 3-12).

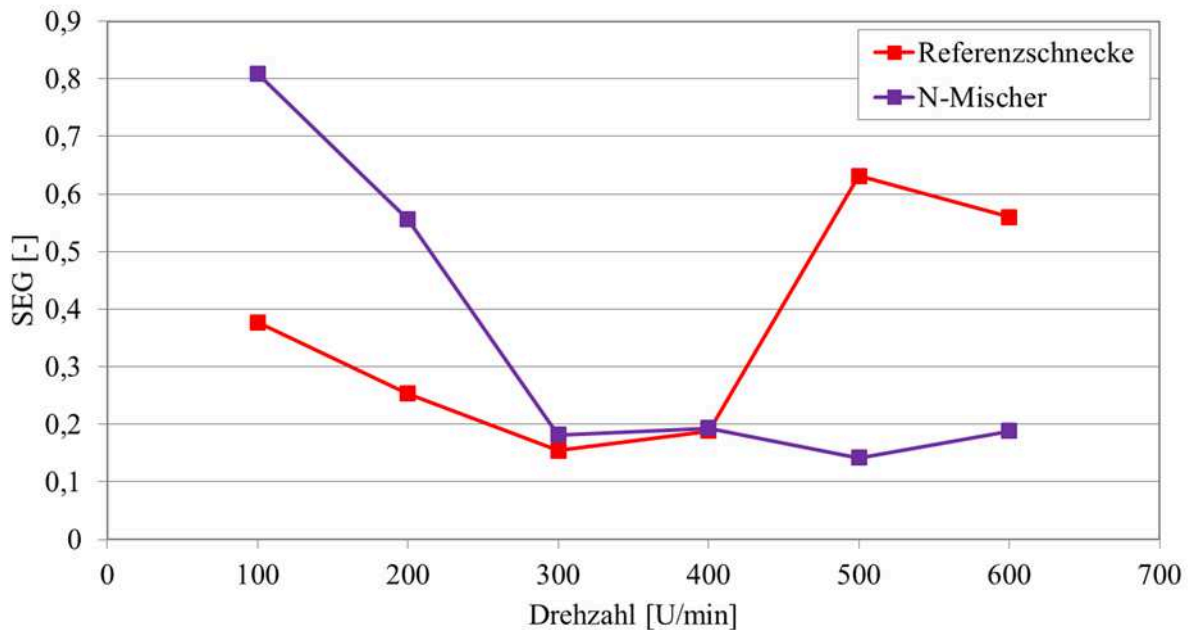


Bild 3-12 Bewertung der stofflichen Mischgüte (Segregationsgrad)

Die großen Abweichungen des N-Mischers z. B. bei 200 U/min und der schlechtere berechnete Mischgrad ist auf die bimodale Verteilung der Farbwerte zurückzuführen, d. h., hier besitzt das Histogramm der Grauwerte mehr als einen ausgeprägten Gipfel (Bild 3-10). Das führt bei allen Bewertungsverfahren, welche die Standardabweichung einer Normalverteilung als Grundlage verwenden, zu ähnlich schlechter Bewertung.

Die errechneten Werte stehen zunächst mal im Widerspruch zu der subjektiven, qualitativen Bewertung der Dünnschnitte mit dem bloßen Auge. Diese führt für alle Durchsätze und somit auch für niedrige Drehzahlen zu einer besseren Beurteilung des N-Mischers gegenüber der Referenzschnecke. Diese Diskrepanz kann durch das Vermögen des menschlichen Auges Farben und Farbtöne aufzulösen erklärt werden. Während der Mensch ca. 2,6 Mio. Farben erkennen kann, werden Bilder in der digitalen Fotografie mit 16 Mio. Farben gespeichert und entsprechend hochauflösend bearbeitet. Stellt man die Farbwerte beider Gipfel der bimodalen Verteilung z. B. in einer Graustufentabelle gegenüber, so werden die verschiedenen Grautöne von dem Betrachter nicht voneinander unterschieden und der Bereich somit als homogen interpretiert. Ob und welche der digital gemessenen Unterschiede im Endprodukt sichtbar und somit störend werden, kann nicht verallgemeinert definiert werden. Das hängt von weiteren Faktoren, wie der Dicke und Größe des Produktes, den Lichtverhältnissen oder auch von der farblichen Umgebung des Produktbereiches ab.

Aus den genannten Gründen muss davon ausgegangen werden, dass die menschliche Interpretation und computerunterstützte Auswertung der Proben zu unterschiedlichen Beurteilungen führen können. Es muss im Einzelfall überprüft werden, ob die benutzte Auswertemethode den gegebenen Anforderungen genügt.

3.3.3 Statistische Versuchsplanung und Messunsicherheit

Während der Durchführung der praktischen Versuche können permanent Messungen am System vorgenommen werden. Diese werden allerdings für die spätere Auswertung erst relevant, wenn ein konstanter Betriebspunkt erreicht worden ist. Hierzu sollten Bezugsgrößen wie das Antriebsdrehmoment, die Drücke und die Massetemperaturen keine Entwicklungstendenzen aufzeigen. Nichtsdestotrotz unterliegen die Messgrößen einer gewissen Streuung. Hinzu kommen Fehler, die bei Aufzeichnungen durch die begrenzte Genauigkeit der Messgeräte auftreten. Somit lassen sich die Fehler in zufällige und systematische einteilen, wobei nur die ersten statistisch behandelbar sind. Systematische Fehler sind von dem analytischen Verfahren abhängig und lassen sich nur durch Methoden- bzw. Messgerätvalidierung erkennen. Nachfolgend soll die Messunsicherheit, die durch zufällige Fehler entsteht, beleuchtet werden. Der Einfluss des Stichprobenumfangs auf die Aussagefähigkeit der Ergebnisse wird diskutiert. Hierzu werden exemplarisch die Messwerte der Thermografiekamera herangezogen.

Die statistischen Grundwerte, wie der Mittelwert, die Standardabweichung und die Spannweite (der Schmelzetemperaturen) werden aus den aufgezeichneten thermografischen Messdaten des Extrudatquerschnitts berechnet. Hierbei handelt es sich um Stichproben für ein bestimmtes Zeitintervall, die nach Möglichkeit Aussagen über die Grundgesamtheit ermöglichen sollen. Um das zu überprüfen, bietet die Statistik unterschiedliche Möglichkeiten. So können z. B. Vertrauensintervalle, für die aus den statistischen Grundwerten gewonnenen Mittelwerte und Standardabweichungen der jeweiligen Betriebspunkte bestimmt werden. Damit ist der Bereich definiert, der den wahren Parameter der Grundgesamtheit mit einer vorgegebenen Wahrscheinlichkeit, auch Vertrauensniveau genannt, einschließt. Das Vertrauensniveau wird gewöhnlich mit 95 % oder 99 % gewählt. Das Vertrauensintervall wird sowohl von der Anzahl, der Standardabweichung (Streuung) und dem Mittelwert der Proben als auch vom Vertrauensniveau bestimmt.

Das Vertrauensintervall für den Mittelwert μ der Grundgesamtheit ist definiert durch:

$$\bar{x} - t \frac{\sigma_{\bar{x}}}{\sqrt{n}} \leq \mu \leq \bar{x} + t \frac{\sigma_{\bar{x}}}{\sqrt{n}} \quad \text{Gl. 3-4}$$

$\sigma_{\bar{x}}$ ist dabei die empirische Standardabweichung der Stichproben, \bar{x}_s der Mittelwert des Betriebspunktes, mit n ist die Anzahl der Stichproben und mit t der Student-Faktor definiert. Dieser wird aus der DIN 1319 Teil 3 abgelesen [Pap09]. Im Normalfall wird hierbei das Vertrauensniveau für zweiseitige Fragestellungen benutzt. Soll dagegen beispielsweise die Behauptung abgesichert werden, der wahre Mittelwert der Grundgesamtheit μ sei unter dem vorgegebenen Vertrauensniveau kleiner als μ_{ob} , liegt der einseitige Abgrenzungsfall vor. Bei geringer Anzahl an Wiederholmessungen bietet die Abbildung der Häufigkeitsverteilung durch die Student t-Verteilung Vorzüge gegenüber der Gauß-Verteilung (Normal-Verteilung). Mit steigender Stichprobenanzahl nähert sich die t-Verteilung der Normal-Verteilung.

Die beschriebene statistische Bestimmung des Vertrauensintervalls wurde für den Temperaturmittelwert der Thermografieaufnahmen und für die stoffliche Mischgüte (Segregationsgrad) für alle Betriebspunkte und Mischteile durchgeführt. Für alle Proben ist ab einem Stichprobenumfang von $n \geq 7$ die Spannweite der Vertrauensintervalle beinahe konstant. Mit einer Stichprobenanzahl von 20 liegt der Temperaturmittelwert in dem 99,8%igen Vertrauensbereich. Die Anzahl der Stichproben für die Bestimmung der stofflichen Mischgüte beläuft sich, aufgrund des hohen Aufwands bei der Generierung der Proben, auf 3 pro Betriebspunkt. Damit liegen die Werte in dem oft praktizierten 95%igem Vertrauensbereich.

Bild 3-13 stellt exemplarisch den Verlauf der Stichprobenmittelwerte der aufgenommenen Temperatur für einen Betriebspunkt von 700 U/min bei 300 kg/h dar. Erkennbar ist eine Streuung der Werte um etwa ± 2 °C. Die Mittelwerte liegen aufgrund sehr kleiner Abweichungen stets in dem höchsten Vertrauensbereich von 99,8 %.

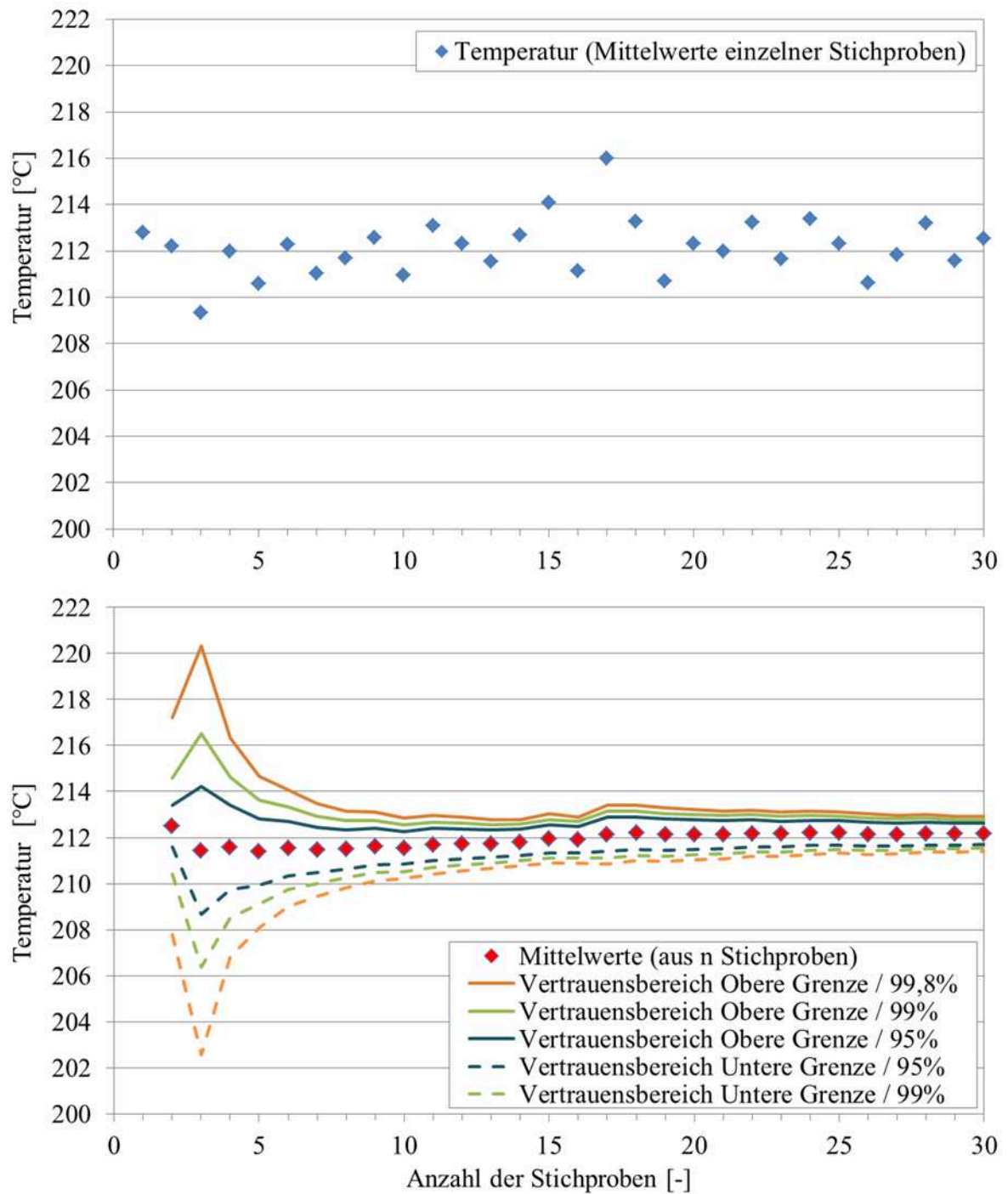


Bild 3-13 Temperaturstreuung im Versuch oben) mittlere Temperaturmesswerte, unten) Temperaturmittelwerte aus n Stichproben und Vertrauensbereiche der unterschiedlichen Vertrauensniveaus

3.4 Darstellung der experimentellen Ergebnisse

Nachfolgend werden die Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen vorgestellt. Diese beinhalten die Auswertung der prozessrelevanten Größen, wie Druck, Temperatur und der stofflichen und thermischen Homogenität. Für eine bessere Übersicht und Vergleichbarkeit werden, wenn möglich, die absoluten Werte auf die System-Eingangsgrößen oder die Referenzschnecke bezogen.

3.4.1 Systemverhalten

Das Prozessverhalten eines Extruders ist von zahlreichen Einflussfaktoren abhängig. Einige davon können gezielt eingestellt werden, sodass eine gewisse Prozesskontrolle gewährleistet werden kann. Im Folgenden werden typische Verfahrensparameter auf die speziellen Gegebenheiten von Extrudern mit schnelllaufenden Schnecken hin untersucht.

Zylinderbeheizung

In der Einschneckenextrusion wird der wesentliche Anteil der zum Aufschmelzen des Kunststoffes und zum weiteren Erwärmen der Schmelze benötigten Energie durch die innere Reibung des Kunststoffes (Dissipation) und die Reibung an der Schnecke und am Zylinder eingebracht. Der Anteil der Wärmeenergie, der durch Wärmeleitung von den Heiz-/Kühlzonen geliefert wird, ist nur bei geringen Drehzahlen und langen Verweilzeiten von Bedeutung.

Andererseits ist bei Extrudersystemen mit schnelldrehenden Schnecken die Dissipationsleistung zum Teil unerwünscht hoch, sodass ab einer gewissen Drehzahl die Heizzonen abschalten bzw. die Heiz-/Kühlkombinationen dauerhaft im Kühlmodus arbeiten. Diese können aber nur einen begrenzten Wärmestrom abführen. Die Höhe des maximal erreichbaren Wärmetransports kann dabei durch die Bauart der Heiz-/Kühlkombination entscheidend beeinflusst werden [Sei11].

Die Auswirkung unterschiedlicher Temperatureinstellung der Zylindertemperierung auf die Schmelztemperatur wird exemplarisch in Bild 3-14 dargestellt. In den hier gegenübergestellten Versuchen wurden die Soll-Temperaturen der Extruderbeheizungen variiert. Diese wurden konstant auf 160 °C bzw. 190 °C gestellt. Alle anderen Betriebsparameter wurden gleich gehalten. Im Bereich der niedrigen Drehzahlen wird zwischen den zwei Einstellungen von dem in der Druckdrossel integrierten Temperaturfühler ein Temperaturunterschied in der Schmelze von bis zu 13 °C registriert. Hier kann die eingestellte Zylinder Soll-Temperatur noch gehalten werden. Der Einfluss des Sollwertes wird mit steigender Drehzahl allerdings immer geringer. Bei höheren Drehzahlen steigt die dissipative Erwärmung und somit die Schmelztemperatur. Es geht ein Wärmestrom von der Schmelze auf den Zylinder über, der irgendwann größer ist als die maximale Kühlleistung der einzelnen Heiz-/Kühlzonen. Dadurch steigt die Temperatur im Zylinder über den Sollwert. Deutlich zu erkennen ist, dass ab einer Drehzahl von 450 Umdrehungen, die thermische Entwicklung in der Schmelze völlig von der Dissipa-

tion dominiert wird und unabhängig von den Sollwerten der Zylinderzonen in beiden Fällen die gleichen thermischen Bedingungen an der Zylinderinnenwand und in der Schmelze vorliegen. Zwischen 500 und 650 U/min ist zwar teilweise ein geringer Unterschied in der Schmelztemperatur sichtbar (1-2°C), der jedoch eher auf Messungenauigkeiten und Temperaturschwankungen zurückzuführen ist.

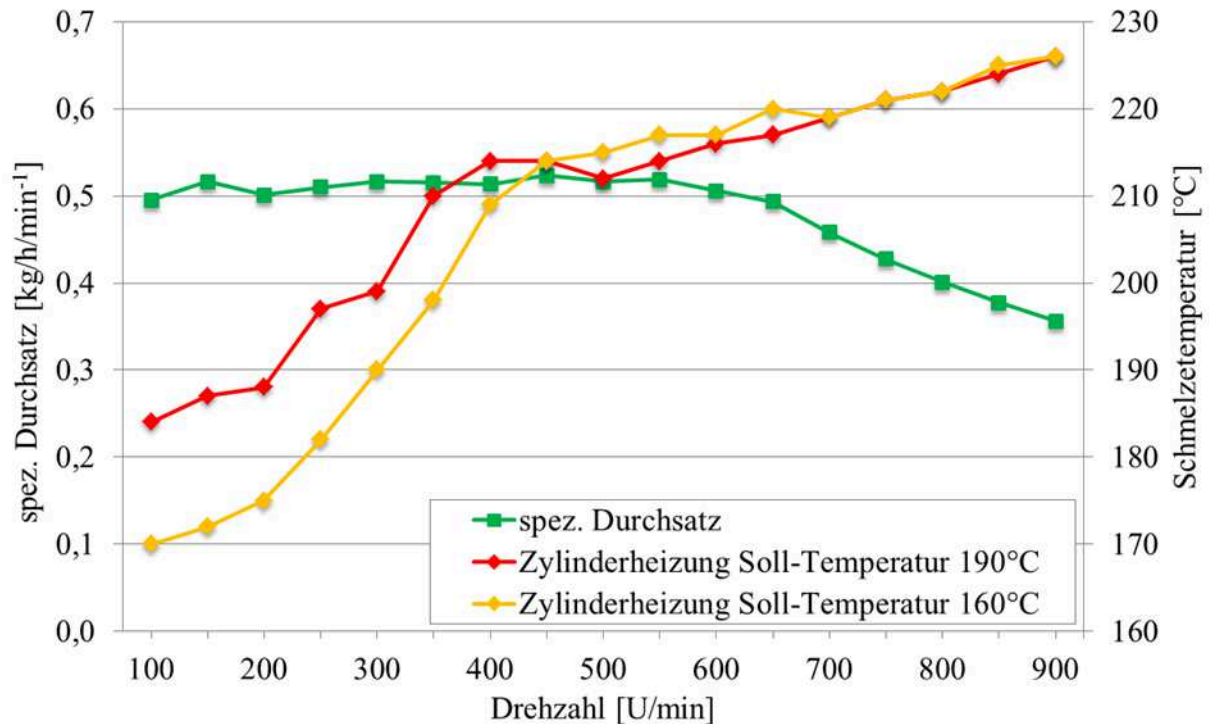


Bild 3-14 Einfluss der Soll-Temperaturen der Zylinderbeheizung auf die Schmelztemperaturentwicklung (gemessen mit dem integrierten Temperaturfühler) für das LD-PE 3010D

Gegendruck

Im nächsten Schritt wird das Verhalten des Systems bei unterschiedlichen Strömungswiderständen an der Schneckenspitze und daraus resultierenden Gegendrücken untersucht. Neben der (für den untersuchten Bereich) vernachlässigbaren Abhängigkeit der Viskosität sind vor allem die Strömungsverhältnisse im System und das damit verbundene Mischverhalten von Interesse. Bild 3-15 zeigt die aufgenommenen Drücke für Betriebspunkte zwischen 0 bar und 105 bar Druck in der Druckdrossel. Die Versuchsdaten wurden bei einer konstanten Drehzahl von 100 U/min und 50 kg/h Massedurchsatz aufgenommen. Zwischen dem Einlass und der Schneckenmitte sind keine Druckgradienten sichtbar. Hier steigt das Druckniveau mit der Erhöhung des Gegendruckes gleichmäßig an. Bei dem Betriebspunkt ohne Gegendruck ist bereits in der Extrudermitte ein Druckabbau auf 0 bar zu erkennen, der durch eine Teilfüllung der Schnecke zu begründen ist. Bei 30 bar Gegendruck wird über das gesamte System ein druckneutrales Verhalten beobachtet. Ab 60 bar Gegendruck erhöht sich das Druckniveau im Gesamtsystem, wobei von der Schneckenmitte zur Schneckenspitze hin nahezu konstanter Druckaufbau von etwa 20 bar verzeichnet wird.

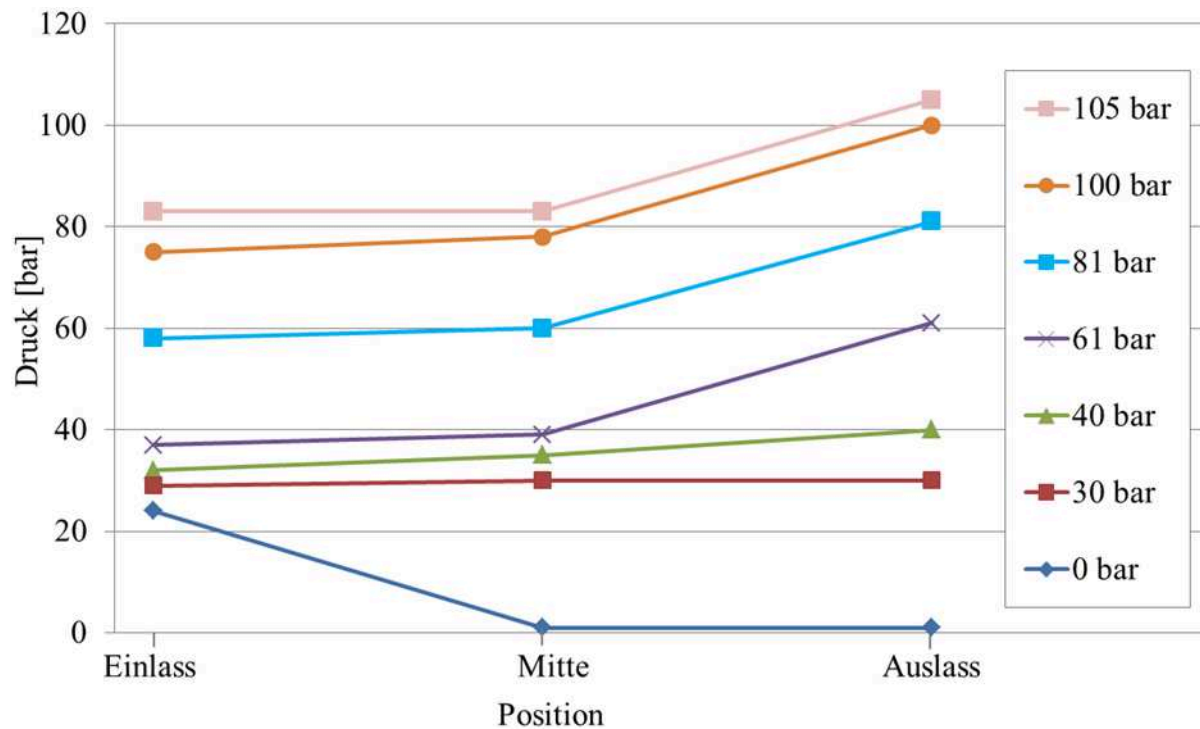


Bild 3-15 Druckverhalten des Systems bei unterschiedlichen Gegendrücken für das LD-PE 3010D (bei 50 kg/h und 100 U/min)

Für die Auswertung der Schmelzetemperaturen in Abhängigkeit vom Gegendruck werden die Messwerte aus dem Beipass und der Drossel betrachtet. Da mit steigendem Gegendruck neben der Ausgangs- auch die Eingangstemperatur ansteigt (in den untersuchten Betriebspunktbereichen von 184 °C auf 199 °C), werden sowohl die absoluten Werte als auch die Differenzen zwischen Ein- und Ausgang verglichen. Die Gegenüberstellung der Werte des Schmelzefühlers zeigt ab 40 bar Gegendruck eine geringe relative Veränderung der Temperaturen. Für eine detaillierte Analyse wird die thermografische Querschnittsauswertung herangezogen. Bild 3-16 zeigt im oberen Teil jeweils die flächengewichteten Temperaturmittelwerte und die absoluten Maxima und Minima. Zusätzlich werden unten in der Abbildung für die Mittelwerte die Differenzen zwischen Einlass und Auslass gegenübergestellt. Die Aufnahmen verdeutlichen, dass die Werte des Massetemperaturfühlers zwar in dem Messbereich der Thermografiekamera liegen, die Temperaturbandbreite im Extrudatquerschnitt allerdings sehr stark von dieser punktuellen Messung streut.

Aus dem Vergleich der ungedrosselten mit den gedrosselten Betriebspunkten kann der Anteil der Temperaturerhöhung berechnet werden, der tatsächlich auf die höheren Gegendrücke zurückzuführen ist. Dieser beträgt maximal 7 °C und ist zwischen 40 und 100 bar fast konstant.

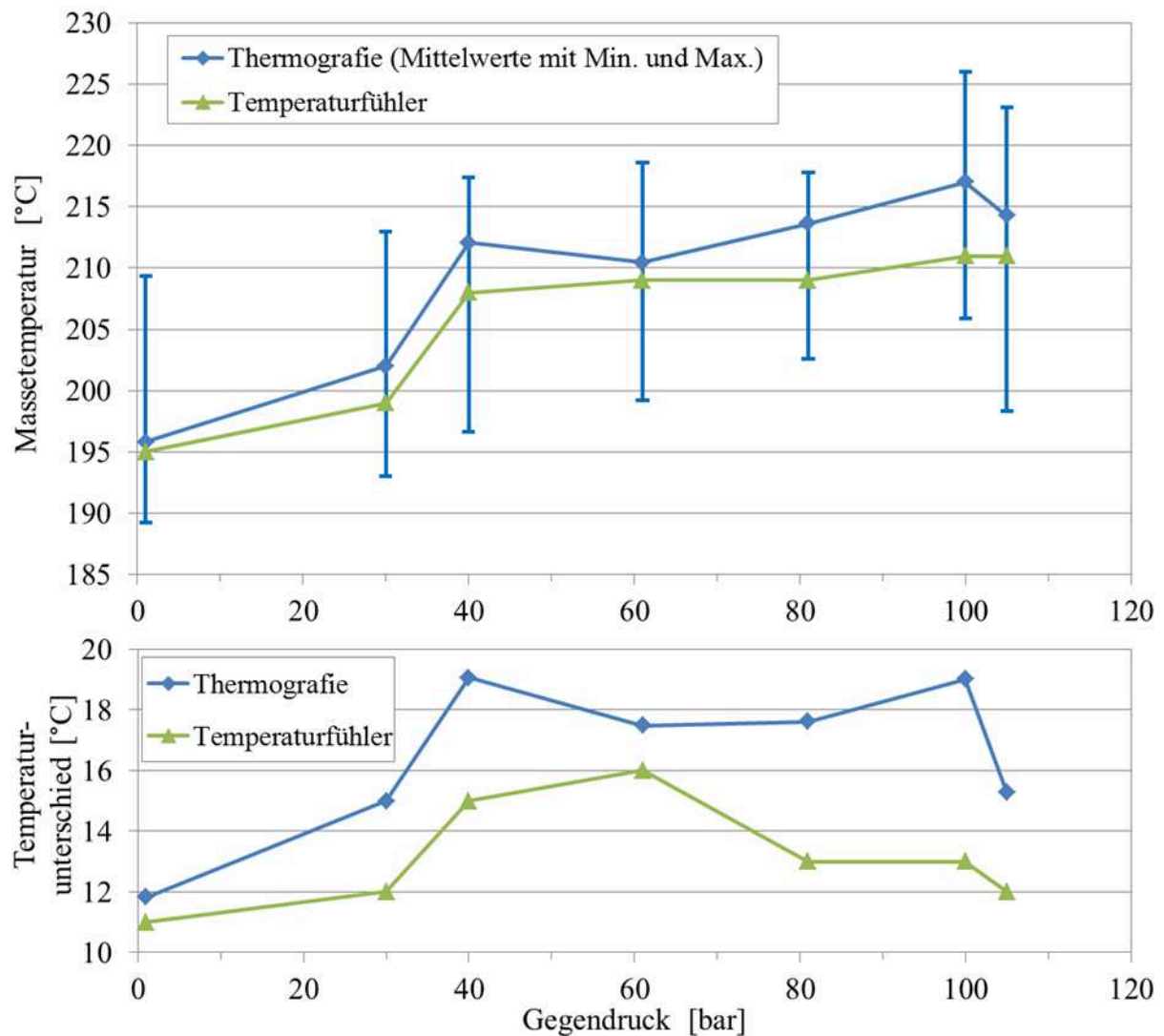


Bild 3-16 Abhängigkeit der Massetemperatur vom Gegendruck für das LD-PE 3010D (bei 50 kg/h und 100 U/min), oben) Temperaturen am Ausgang, unten) Relative Temperaturänderung zwischen Ein- und Ausgang

Die in Bild 3-16 dargestellten Maxima und Minima resultieren aus den Aufnahmen der Thermografiekamera. Die zugrunde liegenden Bilder werden für alle Gegendrücke in Bild 3-17 exemplarisch gegenübergestellt. Die farblich stark inhomogenen Flächen sind Indiz für die breite Verteilung der Temperaturen. Der Einfluss des Gegendruckes auf die Dissipationsleistung und die viskose Erwärmung ist allerdings für die untersuchten Druckbereiche recht gering. Beinahe konstant sind auch die maximalen und minimalen Temperaturwerte und die daraus resultierenden Spannweiten. Sowohl die statistische Auswertung der Daten in Form von Standardabweichungen und Verteilkurven, als auch der visuelle Eindruck der Aufnahmen zeigen keine signifikante Veränderung des thermischen Mischgrades.

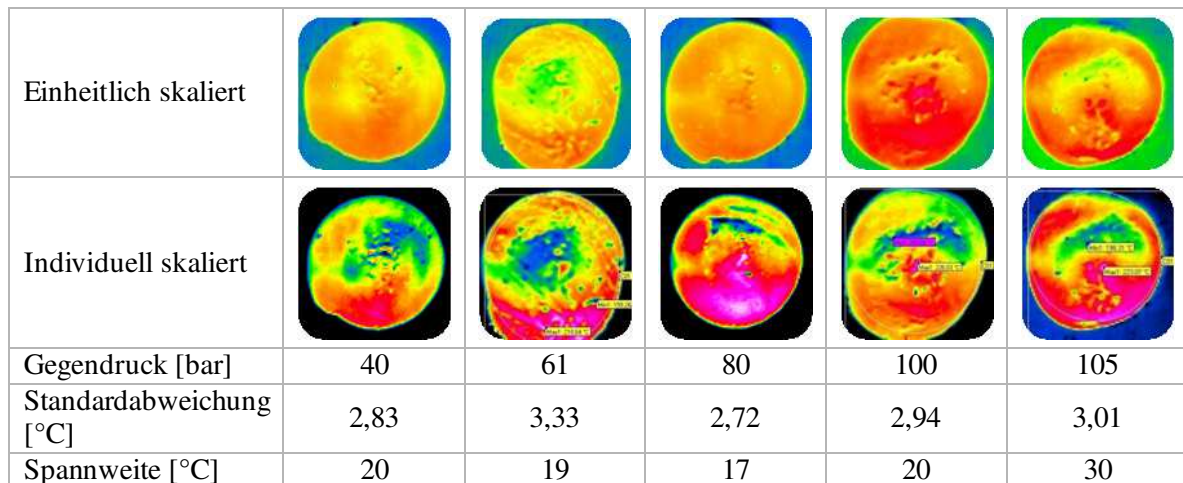


Bild 3-17 Thermische Homogenisierung bei unterschiedlichen Gegendrücken (50 kg/h, 100 U/min, LD-PE 3010D)

Spezifischer Massedurchsatz

Der spezifische Massedurchsatz gehört zu den Temperatur bestimmenden Größen im Extrusionsprozess. Dieser ist z. B. bei Nutbuchsenextrudern sowohl vom Rohstoff als auch der Geometrie der Einzugszone, der effektiven Schüttdichte sowie den inneren und äußeren Reibwerten abhängig. Mit zunehmender Schneckendrehzahl verringert sich die effektive Schüttdichte und die Schneckentemperatur steigt an, was zu einer Abnahme des spezifischen Durchsatzes und einem Anstieg der Schmelzetemperatur führt. Der Einfluss des spezifischen Durchsatzes auf die Massetemperaturentwicklung in der Austragszone kann im Normalfall nicht von dem Gesamtsystem entkoppelt bewertet werden. Durch die besondere Versuchsanordnung ist dies jedoch möglich und wurde bereits für moderate Drehzahlen bis 100 U/min in [Imh04] untersucht. Bei höheren Drehzahlen steigt die Dissipationsleistung überproportional an, was durch größere Temperaturgradienten kenntlich wird und an dieser Stelle beleuchtet werden soll.

Bild 3-18 zeigt die Temperatur- und Druckentwicklung für einen Massedurchsatz von 50 kg/h LD-PE 3010D bei Drehzahlen von 50 bis 1000 U/min und konstanter Druckdrosseleinstellung. Die Massetemperatur am Eingang kann ebenfalls als konstant angenommen werden.

Die Darstellung macht den Einfluss des spezifischen Massedurchsatzes auf die Temperaturentwicklung deutlich. Diese steigt für die hohen Drehzahlen um bis zu 60 °C an. Der Kurvenverlauf ist dabei beinahe linear. Die Drücke dagegen zeigen unterschiedliche Niveaus. Bei sehr hohen spezifischen Durchsätzen (zwischen 0,66 und 1) verhält sich die Schnecke druckneutral (60 bar Gegendruck). Bei spezifischen Durchsätzen zwischen 0,25 und 0,05 wird in der Extrudermitte vom Sensor kein Druck gemessen, sodass die Druckdifferenz gleich dem Druck am Ausgang in der Druckdrossel ist. Mit steigender Drehzahl sinkt dieser linear auf etwa 40 bar. Das negative Vorzeichen bei der Darstellung der Druckdifferenz in Bild 3-18 unten soll die druckaufbauende Wirkung zwischen Extrudermitte und

Ausgang deutlich machen. Die Druckverhältnisse lassen ab einer Drehzahl von 200 U/min (0,25 spez. Durchsatz) auf eine Teilfüllung der Schnecke schließen.

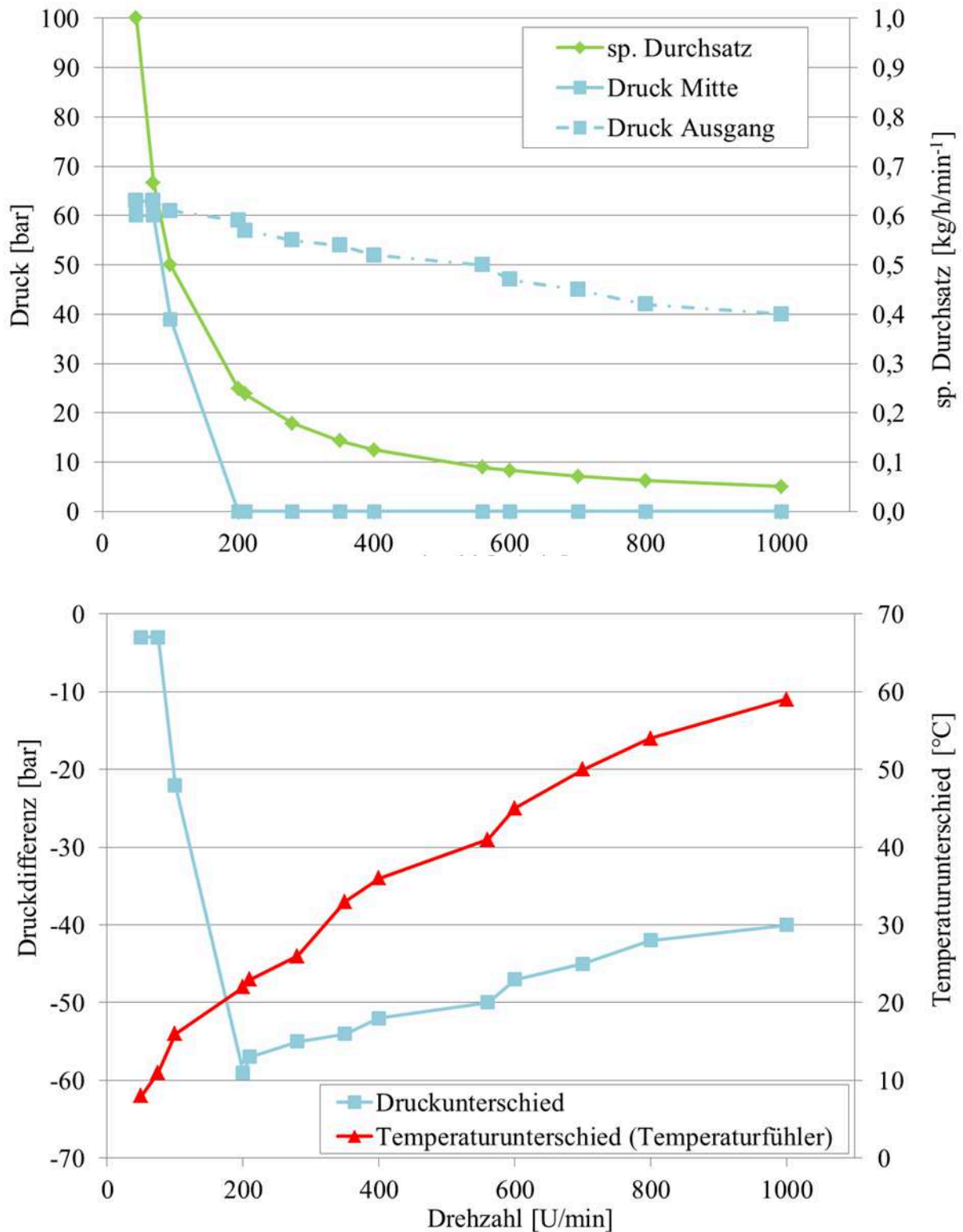


Bild 3-18

Druck- und Temperaturentwicklung der Referenzschnecke bei konstantem Massedurchsatz (50 kg/h LD-PE 3010D) und unterschiedlichen Drehzahlen, oben) Druck in der Extrudermitte und am Ausgang, unten) Druck- und Temperaturdifferenzen

Die Auswertung der Extrudatquerschnitte mithilfe der Thermografiekamera bestätigt die Temperaturaufzeichnung des Temperatursensors (Bild 3-19). Die mittlere Temperatur liegt hier tendenziell sogar noch etwas höher, sodass bei 1000 U/min ein Temperaturunterschied von 70 °C gemessen wird. Die maximale Temperatur steigt sogar auf 276 °C an ($T_{\text{Fühler}} = 250 \text{ °C}$). Mit steigender Drehzahl steigen auch die Standardabweichung und die Temperaturspannweite. Das gilt allerdings nur für die Betriebspunkte mit teilgefüllter Schnecke. Der Bereich der niedrigen Drehzahlen mit druckbehafteter Strömung in vollgefüllter Schnecke setzt diesen Trend nicht fort. Die Betriebspunkte mit insgesamt hohem Druckniveau, allerdings kleinen Druckgradienten zeigen bei kleineren Drehzahlen eine schlechtere thermische Durchmischung.

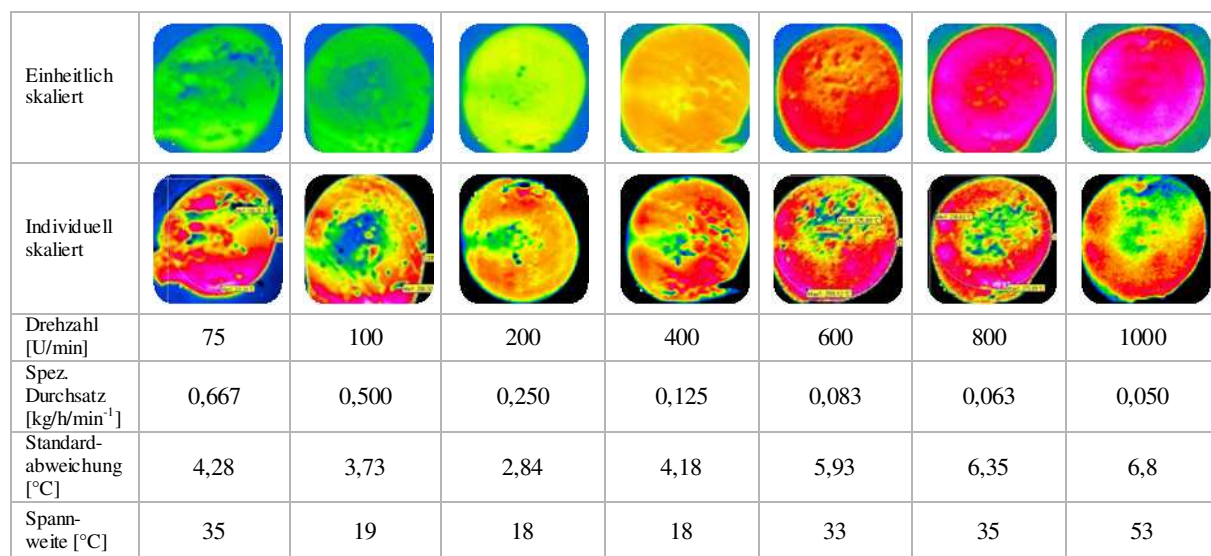


Bild 3-19 Thermische Homogenisierung bei unterschiedlichen spezifischen Durchsätzen, (50 kg/h, LD-PE 3010D)

Die stoffliche Homogenität wird bei der vorgestellten Untersuchung nicht beleuchtet. Die installierte Druckdrossel mit zusätzlichen Fließwiderständen (vorwiegend engen Spalten) führt zu Veränderungen im stofflichen Mischbild was an dieser Stelle zu Verfälschungen der Ergebnisse führen würde. Stattdessen wird beispielhaft die Bewertung des Kreuzlochmischers bei 300 kg/h und zwei unterschiedlichen Drehzahlen (600 und 900 U/min) dargestellt (Bild 3-20). Die Betriebspunkte wurden im unge-drosselten Zustand angefahren, sodass hier der Einfluss der Schnecke ohne zusätzliche Fließkanäle untersucht werden kann. Die Auswertung der Dünnschnitte zeigt eine etwas bessere Durchmischung bei der Drehzahl von 900 U/min. Diese kann aus der um 9 °C höheren Massetemperatur (Mittelwert) und den günstigeren Strömungsverhältnissen resultieren.

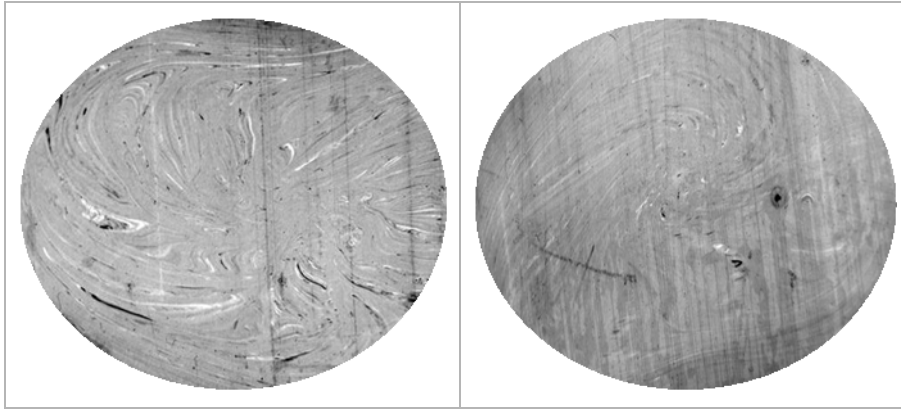


Bild 3-20 Stoffliche Homogenisierung des Kreuzlochmischteils bei einem Durchsatz von 300 kg/h LD-PE 3010D und unterschiedlichen Drehzahlen links) 600 U/min, rechts) 900 U/min

3.4.2 Vergleich der Mischelemente

Im Folgenden werden die Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen mit unterschiedlichen Mischelementen vorgestellt. Die Auswertung ist nach einzelnen Prozessparametern gegliedert und beinhaltet Betriebspunkte bis maximal 325 kg/h.

3.4.2.1 Druckverhalten

Die Versuche werden generell in zwei Kategorien eingeteilt – mit und ohne Einfluss des Gegendruckes. Aufgrund der teilweise sehr hohen Druckniveaus, die durch manche Mischteile verursacht werden, können bei den Versuchen mit Gegendruck nicht überall die hohen Durchsätze erreicht werden. Bei Druckschwankungen wird immer der mittlere Druck aufgetragen, wobei die Pulsation maximal ± 10 bar beträgt. Eine Ausnahme stellt hier der N-Mischer dar. Da der mittlere Drucksensor vor und hinter dem Schersteg in zwei unterschiedlichen Schmelzekanälen misst, werden Druckunterschiede von bis zu ± 15 bar erfasst.

Bild 3-21 zeigt exemplarisch das Druckverhalten aller Systeme ohne Druckdrossel bei spezifischem Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D). Die Druckdifferenz wird zwischen den Werten aus der Zylindermitte und Extruderspitze gebildet. Da ohne Gegendruck gefahren wird, entspricht der Druck am Extruderausgang dem Umgebungsdruck und die Druckdifferenz dem Druck in der Mitte. Die Drücke bei der Referenzschnecke weisen eine Tendenz zum Wert des Umgebungsdruckes auf. Der N-Mischer zeigt ein niedriges und konstantes Druckniveau. Der Druck beim Kreuzlochmischer steigt moderat an. Der TMR zeigt mit maximal 128 bar erwartungsgemäß den höchsten Druckverbrauch.

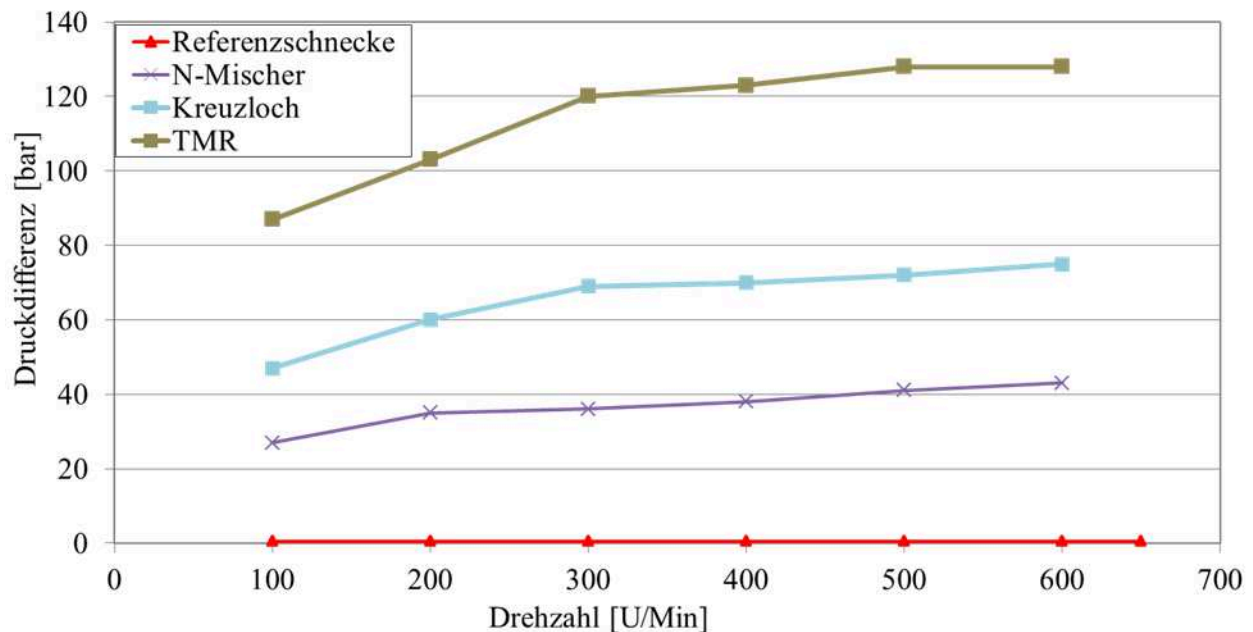


Bild 3-21 Druckverlust verschiedener Mischelemente bei konstantem spez. Massedurchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D), ohne Gegendruck

Die Ergebnisse ohne Gegendruck sind für praktische Fragestellungen nur bedingt aussagekräftig, da normalerweise die Schnecke ein gewisses Druckniveau des angeschlossenen Werkzeugs überwinden muss. Wird eine Druckdrossel installiert, kann eine Abhängigkeit des Systems vom Gegendruck realitätsnah nachgestellt werden.

Der Gegendruck wird zunächst mal so gewählt, dass die Referenzschnecke bei 50 kg/h und 100 U/min zwischen dem Ein- und Ausgang druckneutral arbeitet. Für die folgenden Versuchsreihen wird die Druckdrossel nicht mehr verstellt. Das Bild 3-22 zeigt die gemessenen Druckdifferenzen für den spezifischen Massedurchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$. Dieser konnte aufgrund der sehr hohen Drücke für den TMR nicht realisiert werden, sodass dieses Mischteil in der Auswertung nicht berücksichtigt werden kann. Der Kreuzlochmischer zeigt ebenfalls hohe Druckverbräuche und einen sehr steilen Druckanstieg mit steigender Drehzahl. Aus dem Grund wird das Mischteil nur bis zu einer Drehzahl von 250 U/min untersucht. Hier wird die Auswirkung der hohen Fließwiderstände, resultierend aus den engen Querschnitten in den Lochscheiben sichtbar. Der N-Mischer verhält sich über den gesamten Drehzahlbereich relativ stabil und verbraucht maximal 40 bar . Der letzte Betriebspunkt bei einer Drehzahl von 600 U/min kann aufgrund des begrenzten Motordrehmomentes nicht mehr angefahren werden. Die Referenzschnecke baut von dem neutralen Ausgangspunkt bei 100 U/min mit steigender Drehzahl zur Schneckenspitze hin Druck auf, was in der Darstellung der Druckdifferenz (Bild 3-22 unten) durch das negative Vorzeichen verdeutlicht wird. Insgesamt sind die Drücke hier recht gering (max. Gegendruck 57 bar).

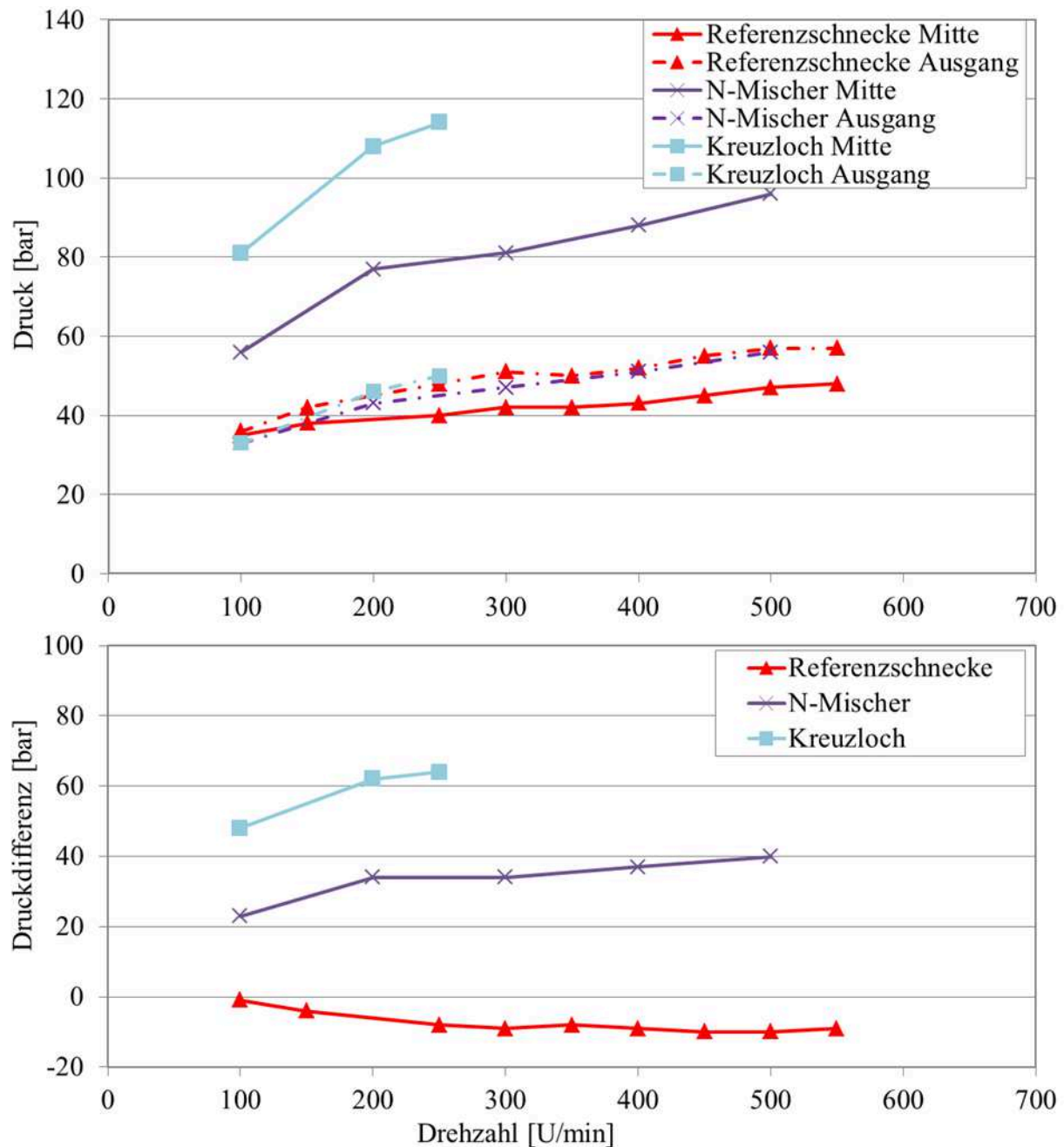


Bild 3-22 Druckverlust bzw. Druckaufbau verschiedener Mischelemente bei konstantem spez. Massedurchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, (oben) Druck in Extrudermittle und am Ausgang, (unten) Druckdifferenz zwischen Extrudermittle und Ausgang

In der Praxis ist für Schnecken mit 35 mm Durchmesser ein spezifischer Massedurchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ eher unüblich. Dieser wurde nur aufgrund des moderaten Verhaltens der Referenzschnecke gewählt und konnte für einige Mischelemente nicht realisiert werden. Aus dem Grund werden Mischteile, für die potenziell mit höheren Druckverlusten zu rechnen ist, wie der Kreuzlochmischer oder TMR bei geringeren spezifischen Durchsätzen untersucht. In Bild 3-23 wird sichtbar, dass der Kreuzlochmischer bei konstantem spezifischen Durchsatz von 0,3 ab einer Drehzahl von

200 U/min einen fast konstanten Druckverlust aufweist. Die Drücke in der Zylindermitte und am Ausgang steigen gleichmäßig an. Hier wird zwischen 200 und 700 U/min ein Anstieg um ca. 23 bar registriert.

Bei der Untersuchung des TMRs werden die Drücke für die spezifischen Durchsätze von 0,25 und 0,3 kg/h/min⁻¹ gegenübergestellt (Bild 3-23). Hier führt die Absenkung des spezifischen Durchsatzes von 0,3 auf 0,25 zu 17 bar weniger Druckverlust. Das resultiert aus dem geringeren Massedurchsatz bei gleicher Drehzahl. Der Einfluss der unterschiedlichen Schmelzetemperaturen ist aufgrund der geringen Unterschiede eher zu vernachlässigen. Die Druckniveaus sind bei dem TMR insgesamt relativ hoch. Zwischen 100 und 500 U/min (spez. Durchsatz 0,25 kg/h/min⁻¹) steigt der Druck in der Zylindermitte von 73 auf 128 bar an. Bei dem spezifischen Durchsatz von 0,3 nimmt der Druck von 90 bar bei 100 U/min auf 135 bar bei 350 U/min zu.

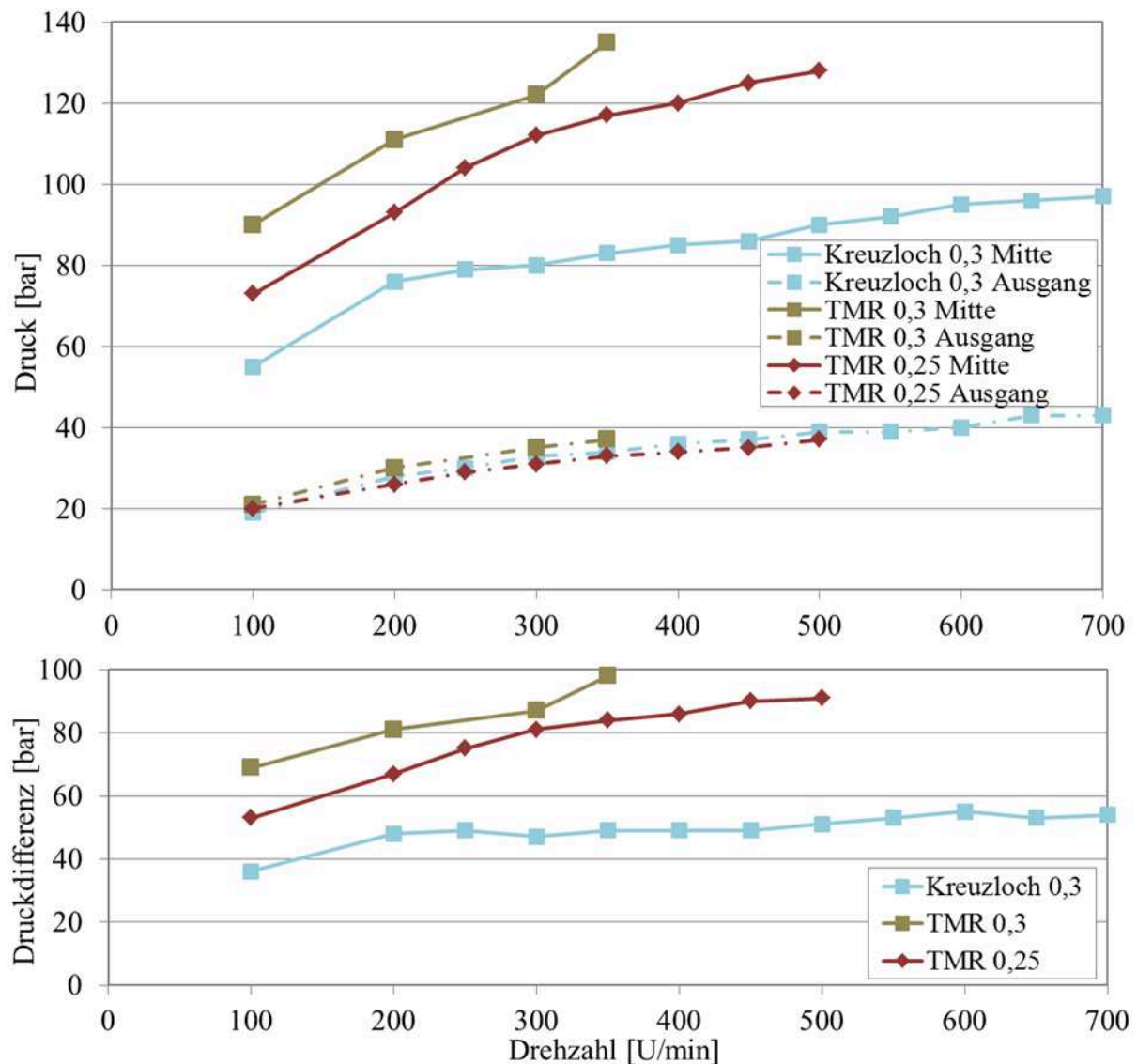


Bild 3-23 Druckverlust verschiedener Mischelemente bei konstantem spez. Massedurchsatz von 0,3/0,25 kg/h/min⁻¹ (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, oben) Druck in der Extrudermitte und am Ausgang, unten) Druckdifferenz zwischen Extrudermitte und Ausgang

Die Referenzschnecke weist bereits bei hohen spezifischen Durchsätzen eine druckaufbauende Wirkung auf. Wie in Bild 3-24 dargestellt, verbessert sich diese noch maßgeblich für niedrige Förderraten. Für den kleinsten untersuchten spezifischen Durchsatz von $0,3 \text{ kg/h/min}^{-1}$ wird mit hohen Drehzahlen ein Druckaufbau von über 50 bar gemessen. Neben der positiven Wirkung auf den Druck sind für die Betriebspunkte mit niedrigen Förderraten negative Aspekte wie eine höhere Dissipationsleistung und somit ein Temperaturanstieg bei insgesamt kleineren Durchsätzen zu nennen.

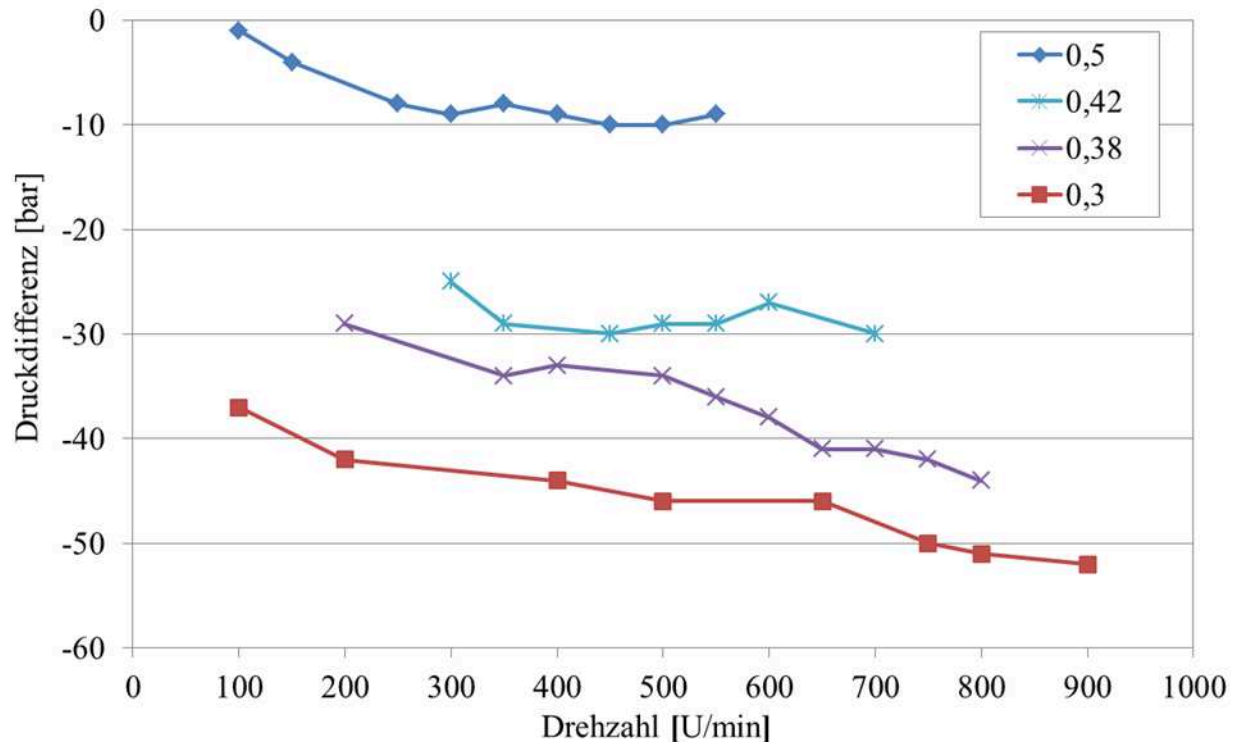


Bild 3-24 Druckaufbauendes Betriebsverhalten der Referenzschnecke bei unterschiedlichen spezifischen Massedurchsätzen (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, Druckdifferenz zwischen Extrudermite und Ausgang

Der untersuchte N-Mischer zeigt unter bestimmten Voraussetzungen ebenfalls ein Druck aufbauendes Verhalten. Aufgrund der gemessenen Druckschwankungen in der Extrudermite ist jedoch die Betriebspunktgrenze, ab welcher die Schnecke förderwirksam arbeitet, nicht eindeutig. Unterhalb des spezifischen Durchsatzes von $0,35 \text{ kg/h/min}^{-1}$ allerdings, ist für alle untersuchten Drehzahlen ein Druckaufbau gemessen worden. Bild 3-25 zeigt den Druckverlauf für drei Betriebspunkte bei konstanten 250 kg/h Massedurchsatz und unterschiedlichen Drehzahlen. Während bei 500 und 600 U/min (spez. Durchsatz $0,5$ bzw. $0,417 \text{ kg/h/min}^{-1}$) noch ein Druckverlust gemessen wird, konnte für 700 U/min (spez. Durchsatz $0,357 \text{ kg/h/min}^{-1}$) ein Druckaufbau realisiert werden. Neben dem positiven Einfluss auf das Druckverhalten wurde bei dem Vergleich der Schmelzetemperaturen zwischen 500 und 700 U/min ein Anstieg von 19°C gemessen.

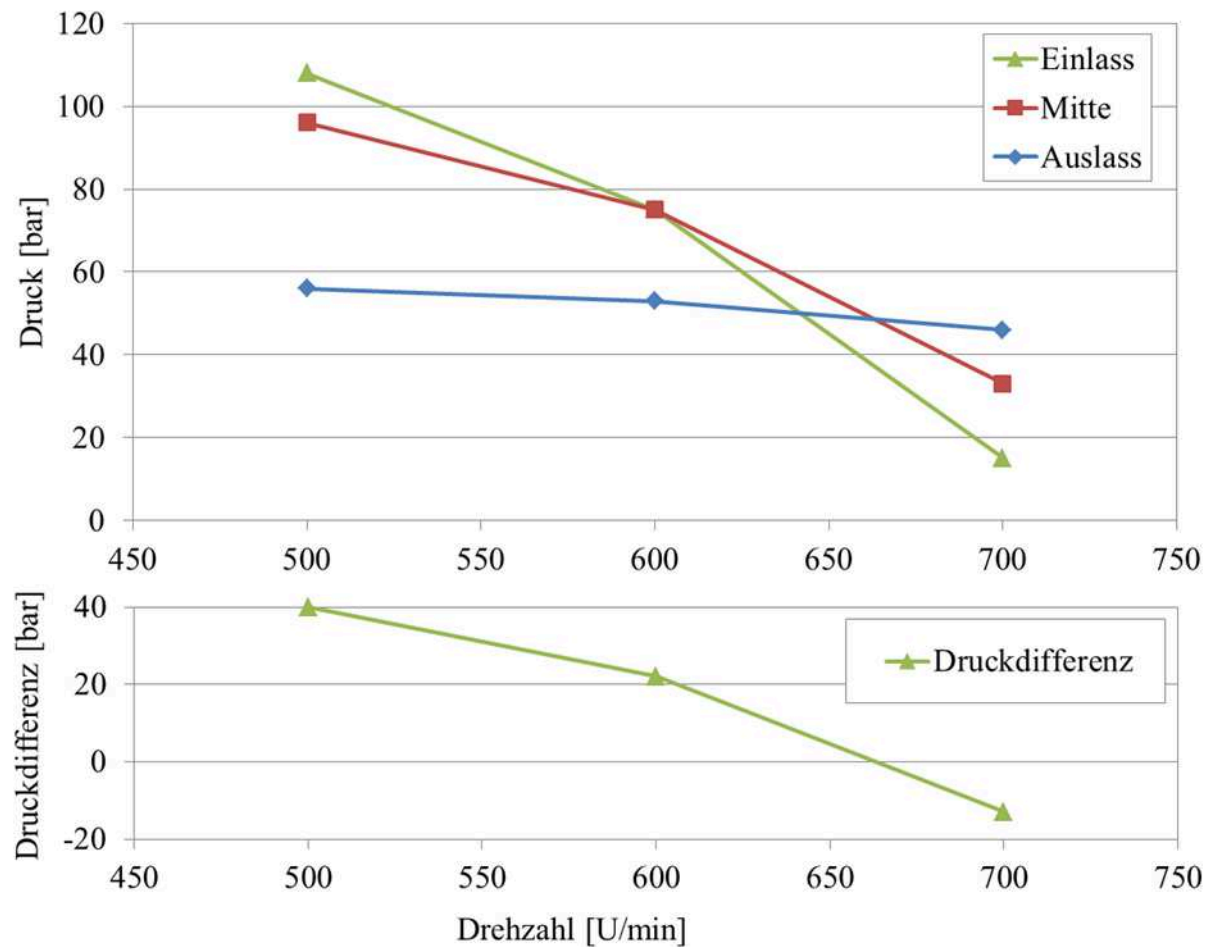


Bild 3-25 Druckverhalten des N-Mischers bei konstantem Massedurchsatz von 250 kg/h (LD-PE 3010D) und unterschiedlichen Drehzahlen, mit Gegendruck, oben) Druck am Einlass, in der Mitte und am Auslass, unten) Druckdifferenz zwischen Extrudermitte und Ausgang

Druckverlust verschiedener Mischelemente bei konstantem spez. Massedurchsatz von $0,3/0,25 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, oben) Druck in der Extrudermitte und am Ausgang, unten) Druckdifferenz zwischen Extrudermitte und Ausgang

Wird bei dem vorherigen Referenzbetriebspunkt von 500 U/min und 250 kg/h nicht die Drehzahl sondern der Gegendruck gesteigert, kann eine konstante Erhöhung des Druckniveaus zwischen Zylindermitte und Auslass beobachtet werden. Bild 3-26 zeigt das Verhalten des N-Mischers bei Gegendrücken von 56 bis 120 bar bei konstantem Massedurchsatz von 250 kg/h LD-PE 3010D.

Die Massetemperatur am Auslass ist durch die Druckerhöhung von 56 auf 120 bar um 8°C angestiegen.

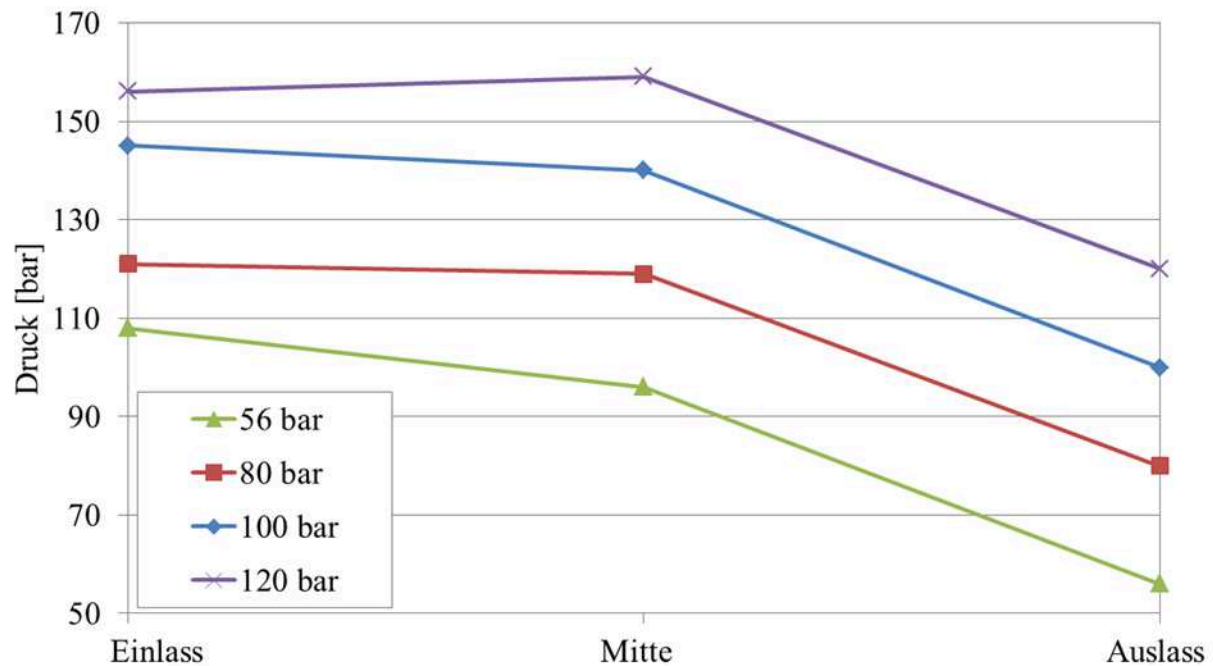


Bild 3-26 Druckverhalten des N-Mischers bei konstantem Massedurchsatz von 250 kg/h (LD-PE 3010D), unterschiedliche Gegendrücke

3.4.2.2 Temperaturverhalten

Im Folgenden werden die gemessenen Schmelzetemperaturen für alle untersuchten Mischer und Drehzahlbereiche zwischen 100 und 650 U/min (entspricht 50 bis 325 kg/h) gegenübergestellt. Hierbei sind die unterschiedlichen Bedingungen bei den Versuchen mit und ohne Gegendruck zu beachten. Bei den Untersuchungen mit Gegendruck ist in der Druckdrossel ein Temperaturfühler (Keramikisolierung, 10 mm Eintauchtiefe) installiert. Zusätzlich wird die Massetemperatur am Ausgang durch einen Kontaktsensor in einem definierten extrudierten Schmelzevolumen und an der Strangoberfläche mit einem Infrarotpyrometer gemessen. Wird die Druckdrossel demontiert, entfällt die erste Messmöglichkeit. Werden keine absoluten Werte sondern Temperaturdifferenzen abgebildet, so ist damit der Vergleich zwischen Systemeingang (Temperaturfühler in dem Beipass, 10 mm Eintauchtiefe) und Ausgang gemeint. Im gedrosselten Zustand entspricht der Ausgangswert der Messung mit dem integrierten Temperaturfühler, im ungedrosselten Zustand wird als Ausgangswert die Kontaktmessung bzw. die pyrometrische Messung verwendet.

Bei der Gegenüberstellung unterschiedlicher Messmethoden im Kapitel 3.3.1 wurden bereits die Diskrepanzen zwischen den unterschiedlich gemessenen Werten aufgezeigt. Diese sollte bei dem direkten Vergleich der Versuchspunkte mit und ohne Druckdrossel berücksichtigt werden.

Aus bereits erläuterten Gründen folgt auf die Auswertung der punktuellen Temperaturmessungen eine ausführliche Beschreibung des thermischen Verhaltens mithilfe der Thermografiekamera im Kapitel 3.4.2.4.

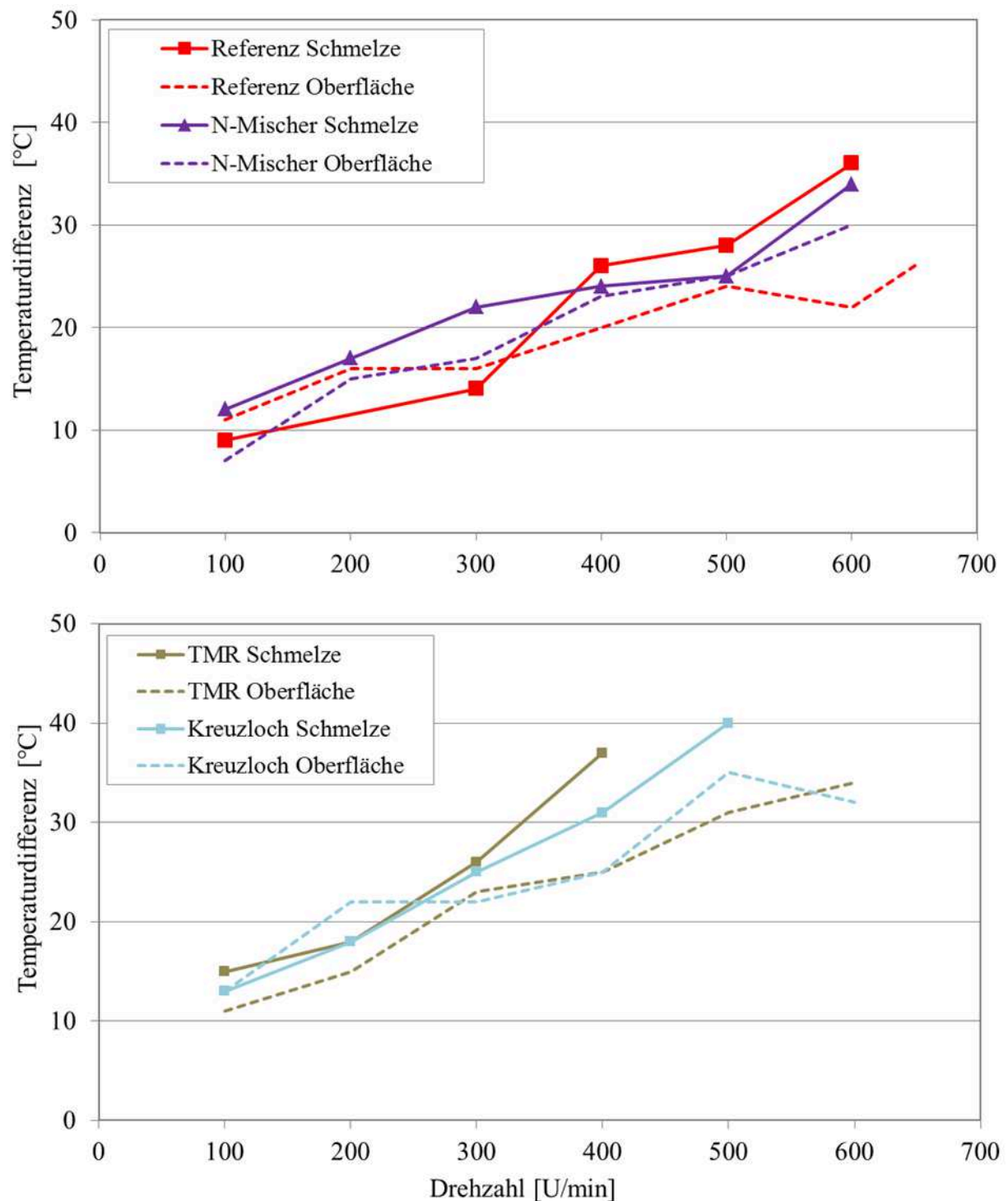


Bild 3-27 Temperaturentwicklung in der extrudierten Schmelze (Kontaktmessung) und an der Extrudatoberfläche bei konstantem spezifischen Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D), ohne Gegendruck

Die Auswertung der aufgenommenen Temperaturen ohne Gegendruck zeigt für alle untersuchten Mischelemente qualitativ ähnliche Verläufe (Bild 3-27). In unteren Drehzahlbereichen liegt die Oberflächentemperatur des Extrudates nahe an der in der extrudierten Schmelze gemessenen Temperatur (Kontaktmessung). Das deutet auf ein wenig ausgebildetes Temperaturprofil hin. Erst mit steigender Drehzahl sind die schneckennahen Schmelzeschichten stärker der Dissipation ausgesetzt, sodass sich zur Extrudatmitte ein heißer Schmelzekern ausbildet, die Temperaturen insgesamt ansteigen und der Unterschied zwischen Oberflächen- und Kerntemperatur größer wird. Diese Diskrepanz zwischen Oberflächen- und Schmelzetemperatur ist für den N-Mischer am wenigsten ausgeprägt. Das deutet auf ein thermisch homogenes Querschnittsprofil hin.

Die Untersuchungen mit installierter Druckdrossel zeigen das unterschiedliche Verhalten von drei Mischelementen bei spezifischem Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (Bild 3-28). Während die Referenzschnecke und der Kreuzlochmischer qualitativ dem Kurvenverlauf der gegendrucklosen Messung folgen und für kleine Drehzahlen niedrige Temperaturerhöhungen aufweisen, steigt die Temperatur bei dem N-Mischer bereits bei 100 U/min stark an, bleibt allerdings im Drehzahlbereich bis 300 U/min beinahe konstant. Dieses Verhalten resultiert vermutlich aus den hohen lokalen Schergeschwindigkeiten am Schersteg und der damit verbundenen Dissipationsentwicklung. Der Effekt summiert sich über die verhältnismäßig lange Ausführung der Scherstege von 10 D auf. Der Kreuzlochmischer zum Vergleich, der ebenfalls hohe Schergeschwindigkeiten aufweist, ist auf einer effektiven Schneckenlänge von 2 D aufgebaut. Auffallend bei der Referenzschnecke und dem N-Mischer ist das etwas unterschiedliche Temperaturverhalten unterhalb und oberhalb des Betriebspunktes von 300 U/min. Ab dieser Drehzahl weisen beide Verläufe eine etwas größere Steigung der Temperaturdifferenzen auf. Die dissipative Erwärmung scheint hier einen stärkeren Einfluss auf die Wärmeentwicklung zu haben, als die kürzere Verweilzeit im System, was in etwas höherem Temperaturanstieg resultiert.

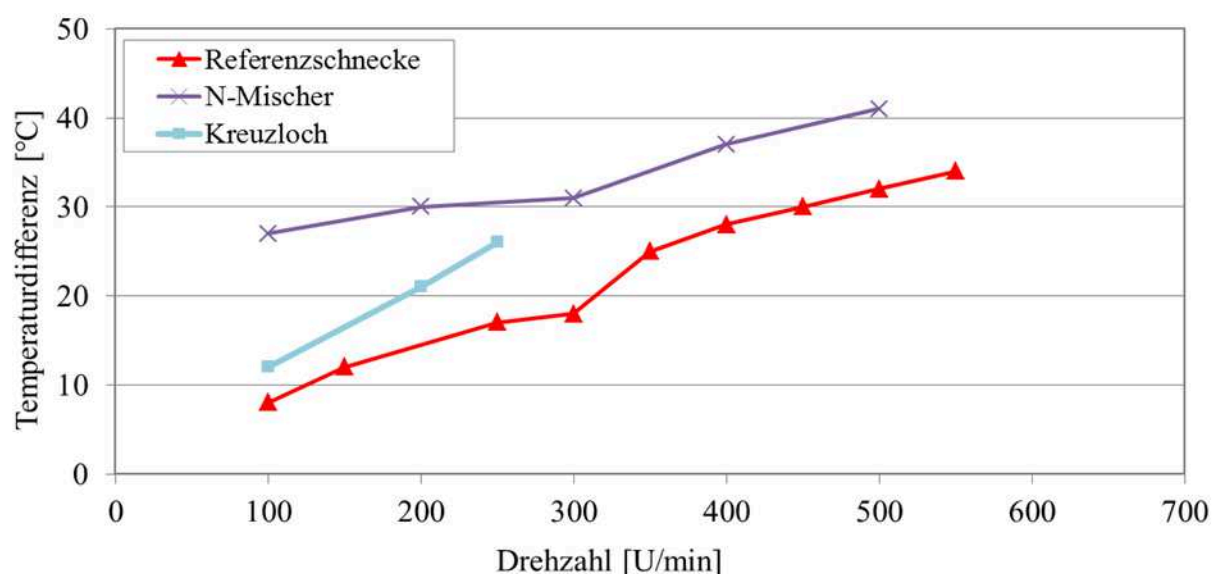


Bild 3-28 Temperaturentwicklung unterschiedlicher Mischteile bei konstantem spezifischen Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, Vergleich integrierter Temperaturfühler

Die Untersuchung niedriger spezifischer Durchsätze zeigt trotz unterschiedlicher Druckniveaus für alle Mischer vergleichbare Temperaturentwicklungen (Bild 3-29). Eine weitere Variation des spezifischen Durchsatzes bei dem TMR (zwischen 0,25 und 0,3) hat keinen Einfluss auf den Kurvenverlauf. Der höhere Massedurchsatz bei gleicher Drehzahl hat zwar höheren Druckverlust jedoch keine Temperaturänderung zur Folge. Bei einem spezifischen Durchsatz von 0,3 weist auch der Kreuzlochmischer sowohl bei der Druck- als auch bei der Temperaturentwicklung ein moderates Betriebsverhalten auf (Bild 3-29). Insgesamt erreichen die Schmelzetemperaturen für alle Mischteile ähnliche Niveaus.

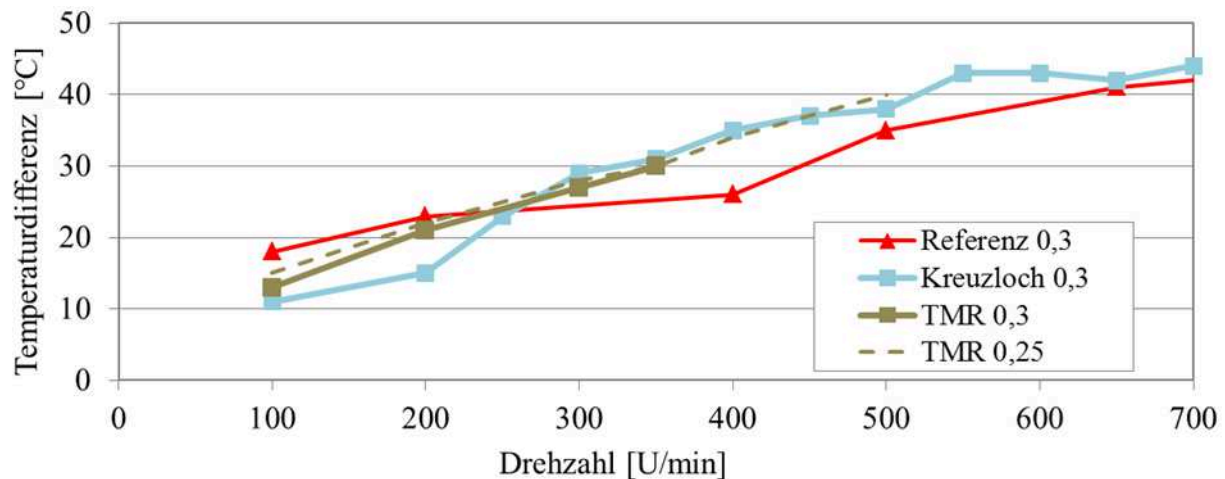


Bild 3-29 Temperaturentwicklung unterschiedlicher Mischteile bei konstantem spezifischen Durchsatz von 0,3 bzw. 0,25 kg/h/min⁻¹ (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, Vergleich integrierter Temperaturfühler

Aus der erfolgten Gegenüberstellung der Druck- und Temperaturverläufe kann schnell die Schlussfolgerung gezogen werden, dass niedrige spezifische Durchsätze zum besseren Betriebsverhalten führen. Dies ist jedoch nicht ganz richtig. Bezieht man die Werte auf den reellen Massedurchsatz, so kann pauschal für höhere spezifische Durchsätze zwar eine höhere Druck- jedoch eine geringere Schmelztemperaturentwicklung gezeigt werden (Bild 3-30).

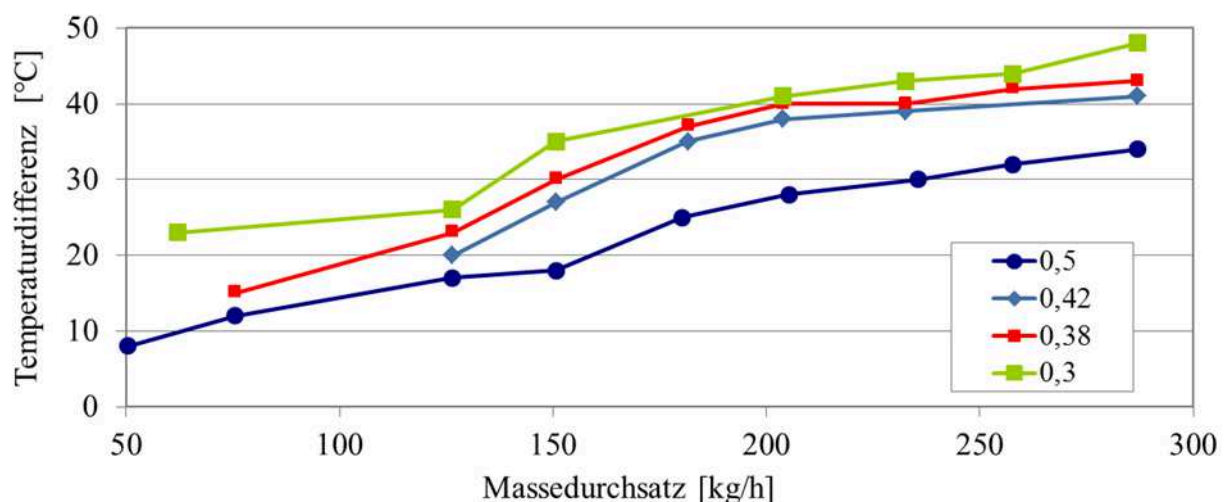


Bild 3-30 Temperaturentwicklung der Referenzschnecke bei unterschiedlichen spezifischen Durchsätzen (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, Vergleich integrierter Temperaturfühler

Wie stark ein Mischteil auf die Änderung des spezifischen Massedurchsatzes reagiert, hängt im Wesentlichen von der Geometrie der Schnecke und der rheologischen und thermodynamischen Eigenschaften des Rohstoffes ab. Trägt man Linien gleicher Durchsätze in ein $\Delta T(n)$ -Diagramm auf, so wird sichtbar, dass diese annähernd die gleiche Steigung besitzen (Bild 3-31). Die Steigung drückt den Temperaturanstieg pro Drehzahlerhöhung bei gleichbleibendem Durchsatz aus und ist in den untersuchten Bereichen temperatur-, durchsatz- und drehzahlunabhängig. In Bild 3-31 werden solche Verläufe dargestellt, wobei die Diagramme a) und b) exemplarisch für gedrosselte und die Diagramme c) und d) für nicht gedrosselte Betriebspunkte zusammengefasst worden sind. Alle für die Referenzschnecke aufgenommenen Geraden weisen eine Steigung von $0,06-0,08^{\circ}\text{C}/\text{U}/\text{min}$ auf, die des N-Mischers $0,1$ bis $0,12^{\circ}\text{C}/\text{U}/\text{min}$. Der N-Mischer reagiert also sensibler auf die Veränderung des spezifischen Durchsatzes mit Temperaturerhöhung. Die Geraden des Kreuzlochmischers haben in der Darstellung eine Steigung zwischen $0,04$ und $0,05^{\circ}\text{C}/\text{U}/\text{min}$ und die des TMR zwischen $0,06$ und $0,09^{\circ}\text{C}/\text{U}/\text{min}$. Ein Steigungsunterschied von $0,01$ bedeutet in diesem Fall eine Abweichung von 1°C pro 100 U/min Drehzahlerhöhung.

Durch die Unterschiede der einzelnen Steigungen die als „spezifische Temperaturerhöhung“ interpretiert werden können, wird der starke Einfluss der Schneckengeometrie (inkl. Scher- und Mischteile) auf die Schmelzetemperatur deutlich.

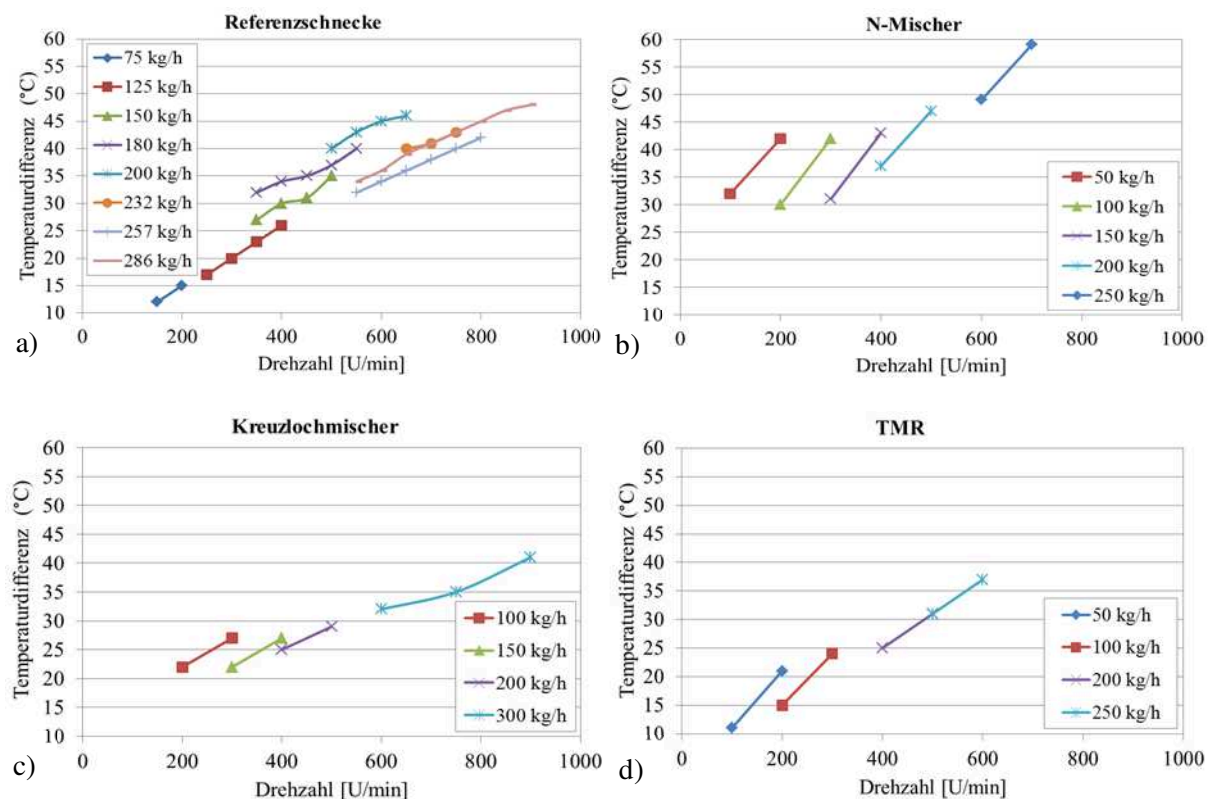


Bild 3-31 Spezifische Temperaturentwicklung für unterschiedliche Mischelemente, a), b) mit Drosselung und c), d) ohne Drosselung

3.4.2.3 Stoffliche Homogenität

Für die Beurteilung der stofflichen Mischgüte werden während der praktischen Versuche Extrudatproben entnommen und weiterverarbeitet. Hierzu müssen aus dem abgekühlten Extrudat Dünnschnitte angefertigt, unter Aufsicht abgelichtet und grafisch ausgewertet werden. So werden zu jedem Betriebspunkt mindestens 3 Proben präpariert.

Bild 3-32 zeigt exemplarisch unterschiedliche Muster der einzelnen Mischelemente nach digitaler Bildnachbearbeitung. Die Kontrastbereiche werden hier deutlicher hervorgehoben, als sie im Originalzustand zu sehen sind. Ein Vergleich aller Betriebspunkte und Mischelemente wird in der Tabelle 3.3 (Seite 63) dargestellt.

Die Referenzschnecke und der N-Mischer zeigen ähnliche geometriebedingte Farbmuster. Bei dem N-Mischer sehen jedoch die Struktur und die grau-weiß Übergänge feiner aus, was qualitativ auf eine bessere Verteilung zurückschließen lässt. Die weißen, zusammenhängenden Inseln in der grauen Matrix sind weniger ausgeprägt als bei der Referenzschnecke. Bei dem Kreuzlochmischer und TMR zeichnen sich einzelne verwirbelte Strukturen ab, die auf die besondere Bauform der Mischer zurückzuführen sind. Hier wird die intensive Umlagerung einzelner Schmelzeschichten sichtbar. In beiden Fällen führt das zu einem homogenen Gesamtbild.

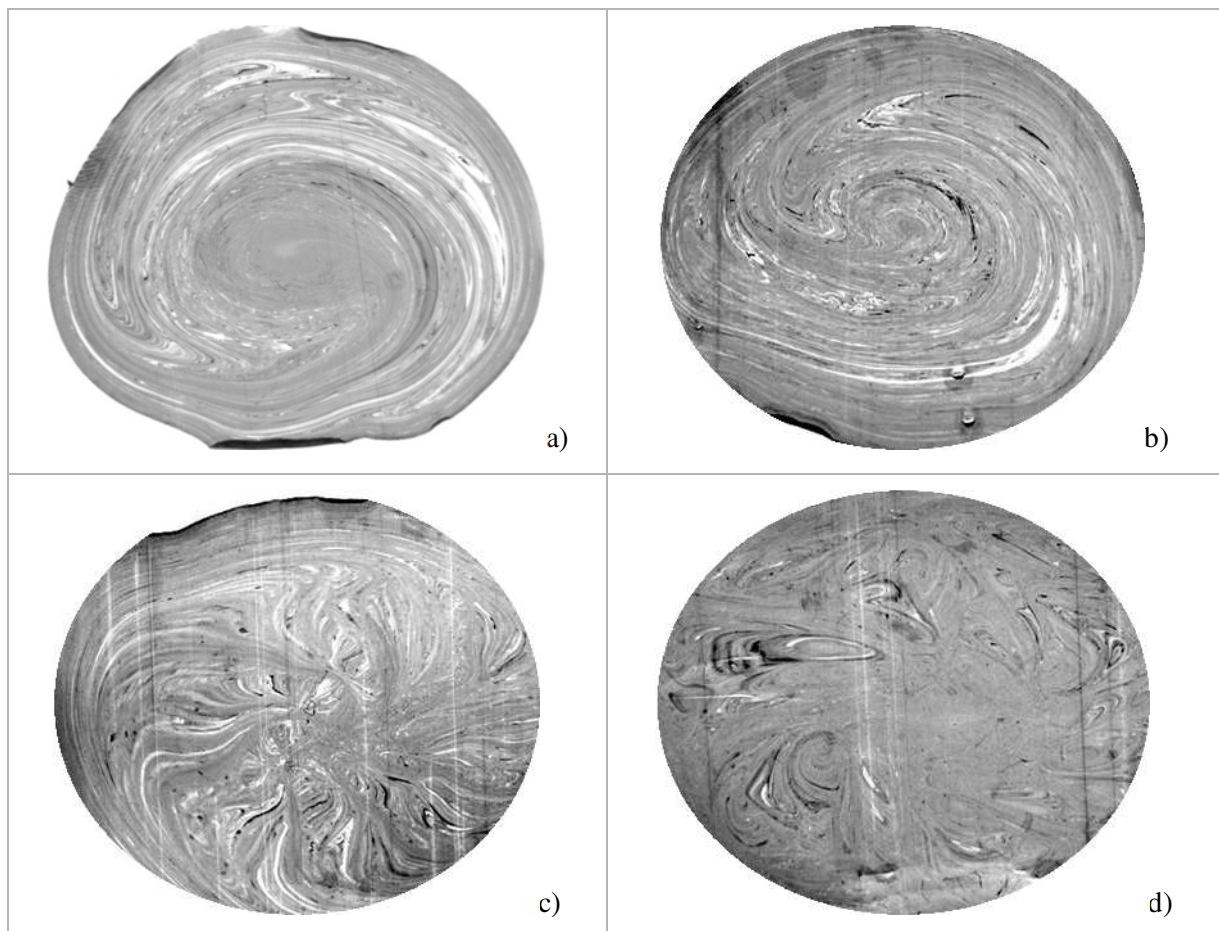


Bild 3-32 Extrudathomogenität unterschiedlicher Mischteile, a) Referenzschnecke, b) N-Mischer, c) Kreuzlochmischer, d) TMR

Für die Analyse des Mischverhaltens werden die Histogramme der Grauwertverteilung ausgewertet. Die berechneten Mittelwerte, Spannweiten und Standardabweichungen geben Aufschluss über die Homogenisiergüte der einzelnen Proben [Sch07]. Die Letzteren werden für alle Betriebspunkte und Mischteile in Bild 3-33 gegenübergestellt. Aus dem direkten Vergleich der Standardabweichungen wird der Einfluss des Betriebspunktes auf den Mischgrad sichtbar. Während sich die Werte mit steigender Drehzahl für die Referenzschnecke verschlechtern, steigt die Homogenität bei dem N-Mischer und dem Kreuzloch. Der TMR weist ein beinahe betriebspunktunabhängiges Verhalten mit der höchsten Homogenität auf. Die Auswertung der maximalen Streuungen der ausgewerteten Stichproben zeigt keine größeren Ausreißer, sodass die Homogenität der Proben als konstant angesehen werden kann.

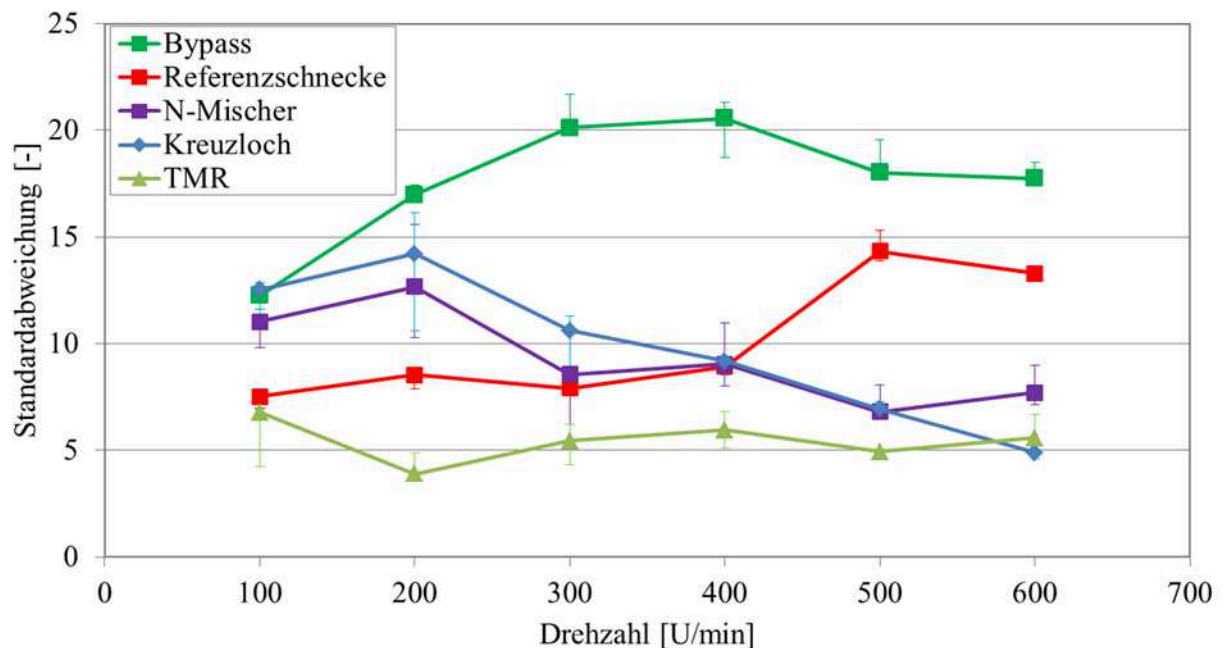


Bild 3-33 Standardabweichung als Maß für stoffliche Homogenität, konst. spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck

Mit steigender Drehzahl ändert sich nicht nur der Ausgangszustand, sondern auch die Homogenität am Eintritt in das System. Die Standardabweichung am Extrudereingang (Bypass) steigt für die Betriebspunkte zwischen 100 und 400 U/min an. Die Werte verbessern sich anschließend geringfügig bei höheren Drehzahlen. Für die Bewertung des Homogenisierungspotenzials einzelner Mischelemente ist es sinnvoll, die Werte auf den Eingangszustand zu beziehen. Hierfür wird der bereits in Kapitel 3.3.2 beschriebene angepasste Segregationsgrad benutzt. Bild 3-34 zeigt diese normierten Kurvenverläufe. Der Unterschied zu den absoluten Werten kann am besten an dem N-Mischer verdeutlicht werden. Hier kann gerade für die niedrigen Drehzahlen bis 300 U/min eine deutliche Verbesserung der Homogenisierungswirkung festgestellt werden, was aus dem absoluten Wert der Standardabweichung nicht sichtbar wird. Der Eingangszustand verschlechtert sich hier sehr stark, sodass der Differenzwert eine eindeutig positive Tendenz erkennen lässt.

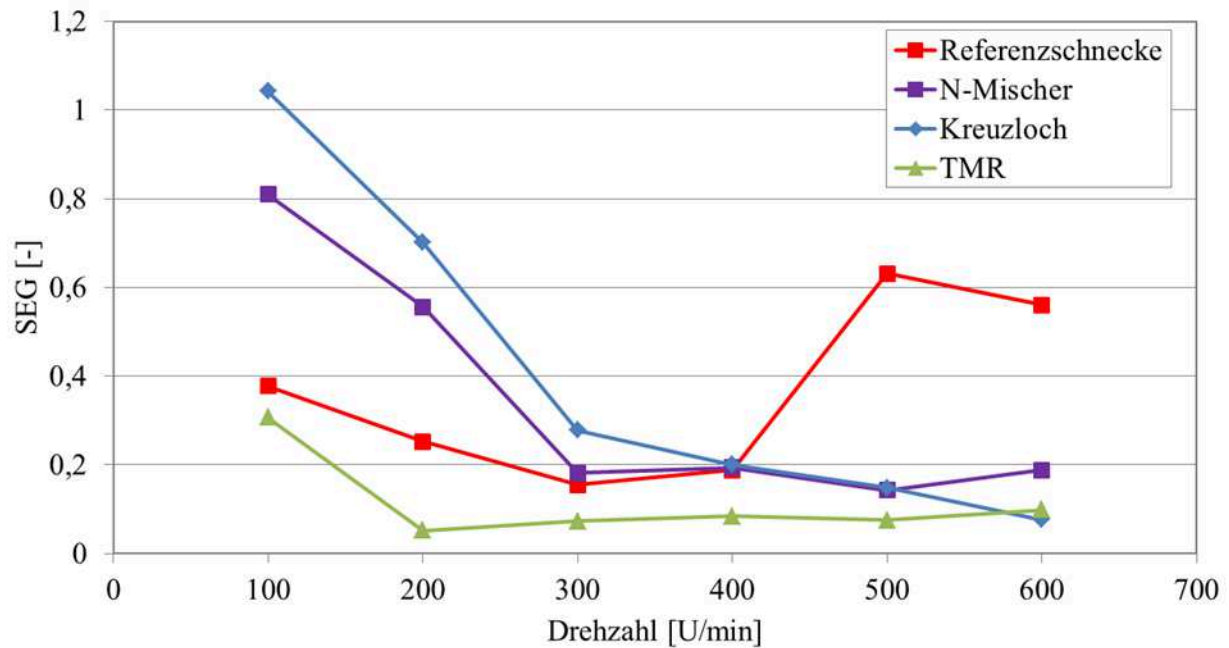


Bild 3-34 Standardabweichung bezogen auf den Eingangszustand (Segregationsgrad) als Maß für die stoffliche Homogenität, konst. spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck

Die Unterschiede zwischen den Werten der digitalen Auswertung und dem visuellen Eindruck der Proben wurden bereits im vorangegangenen Kapitel diskutiert. Die Frage ob für die Praxis die digitale Bildbearbeitung und Auswerteverfahren oder das menschliche Auge relevante Werte liefert, kann nicht eindeutig beantwortet werden. Aus dem Grund soll an dieser Stelle zusätzlich zu der vorgestellten computerunterstützten Analyse, die Homogenität aller Proben auch subjektiv durch mehrere Personen beurteilt werden. Hierzu wird jede Stichprobe mit allen anderen Dünnschnitten (aller Betriebspunkte und aller Mischteile) verglichen. Die Probe, die in einer 1:1-Gegenüberstellung besser durchmischt aussieht, bekommt jeweils einen Zählerpunkt. Die Punkte werden addiert und in Bild 3-35 präsentiert.

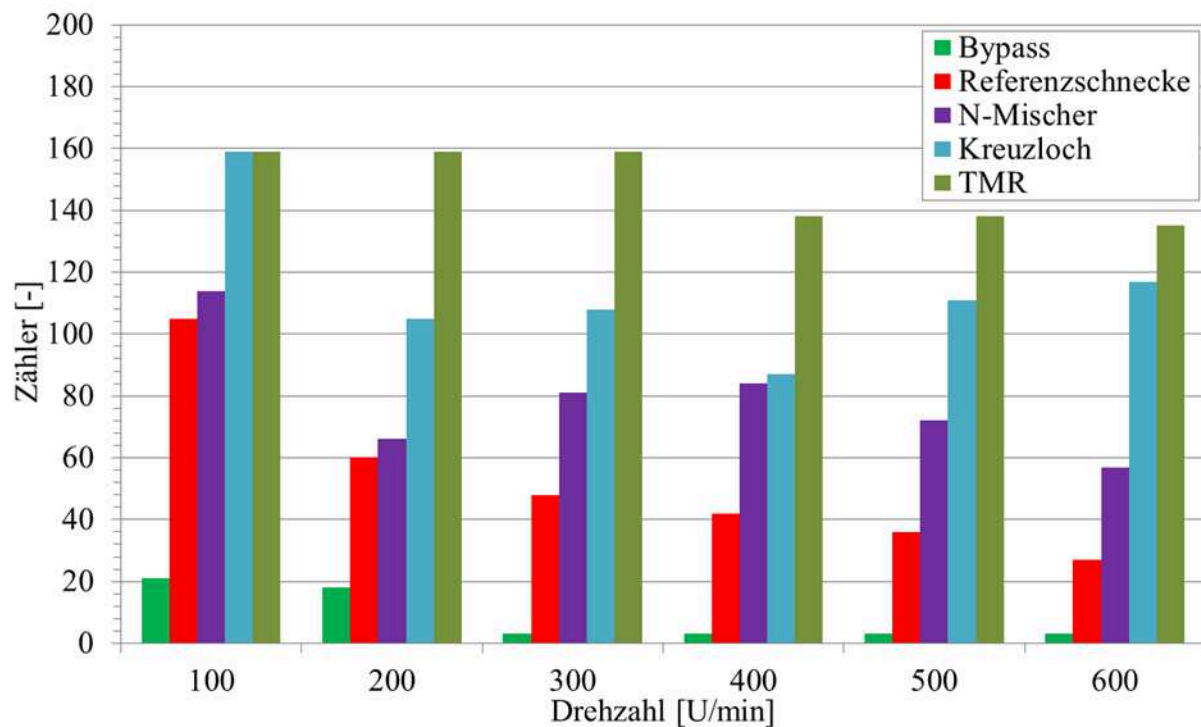


Bild 3-35 Visuelle Beurteilung der stofflichen Homogenitätsgüte aller Mischelemente, konst. spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck

Die Unterschiede dieser Auswertemethode kommen z. B. bei niedrigen Drehzahlen für den Kreuzlochmischer zur Geltung. Während dieser bei der digitalen Beurteilung die schlechteste Homogenität aufwies, ist der visuelle Eindruck dieser Proben deutlich besser. Ähnlich sieht der Vergleich zwischen der Referenzschnecke und dem N-Mischer bei niedrigen Drehzahlen aus. Hier fällt die Standardabweichung und der Segregationsgrad für den N-Mischer deutlich schlechter aus, wobei die visuelle Auswertung der Proben beider Mischteile in etwa gleichwertige Ergebnisse liefert. Der TMR-Mischer zeigt bei beiden Auswertemethoden die besten Resultate. Diese sind zudem über die Drehzahl relativ konstant.

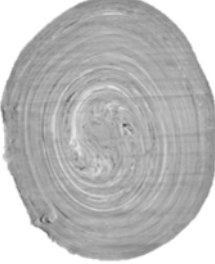
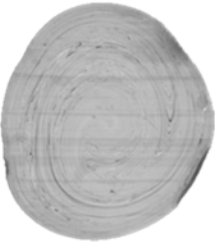
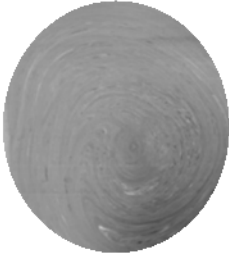
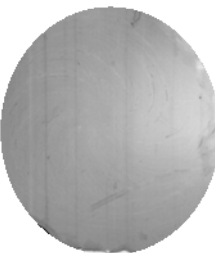

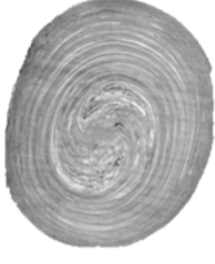
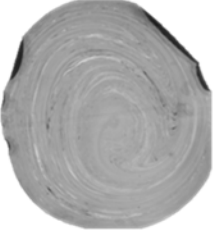
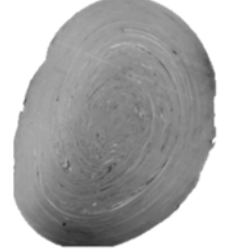
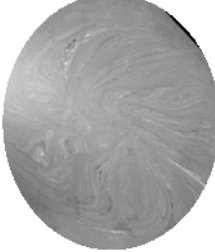
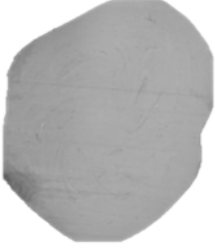
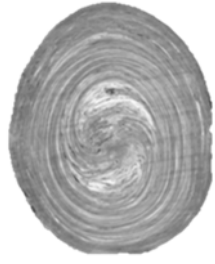
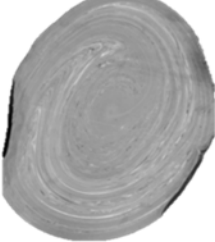
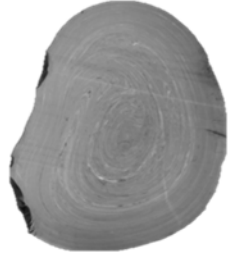
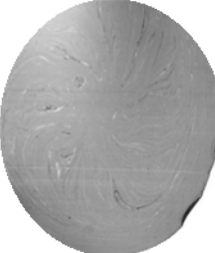

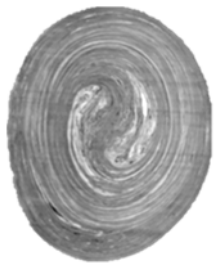
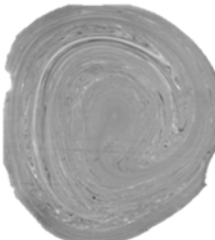
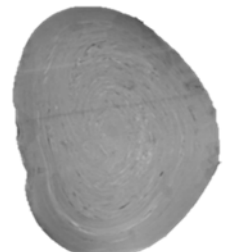
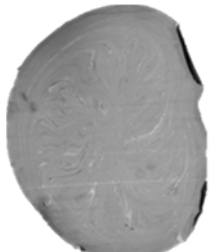
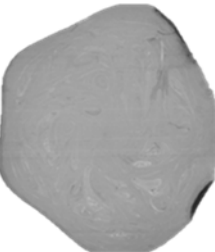
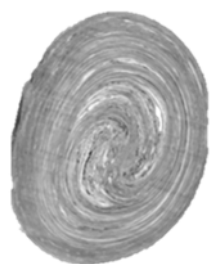
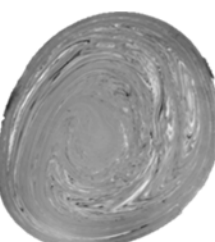
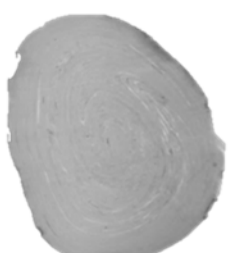
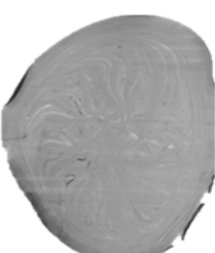
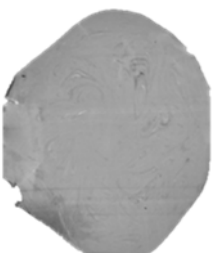
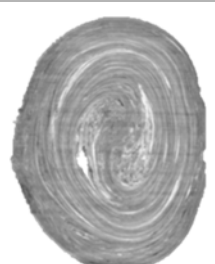
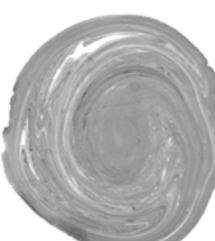
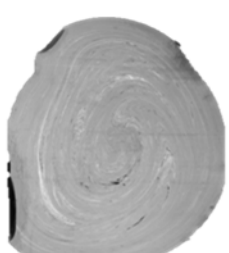
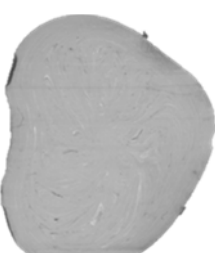
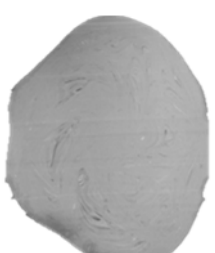
N	Einlass	Referenz	N-Mischer	Kreuzloch	TMR
100 U/min					
200 U/min					
300 U/min					
400 U/min					
500 U/min					
600 U/min					

Tabelle 3.3 Stoffliche Homogenität aller Mischteile, konst. spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LDPE 3010D

3.4.2.4 Thermische Homogenität

Die thermische Homogenität der extrudierten Schmelze wird für die einzelnen Mischelemente anhand der thermografischen Aufnahmen beleuchtet. Das kontinuierliche, hochfrequente Messsystem (Messfrequenz: 100 Hz) generiert in kürzester Zeit eine extrem hohe Informationsmenge. Aus den Aufnahmen werden zu jedem Betriebspunkt 20 Bilder ausgewählt und für die weiteren Betrachtungen ausgewertet. Nach der Analyse zur statistischen Versuchsplanung (Kapitel 3.3.3) ist die Anzahl der Stichproben damit mehr als ausreichend. Bild 3-36 zeigt exemplarisch die unterschiedlichen thermografischen Muster der einzelnen Mischelemente.

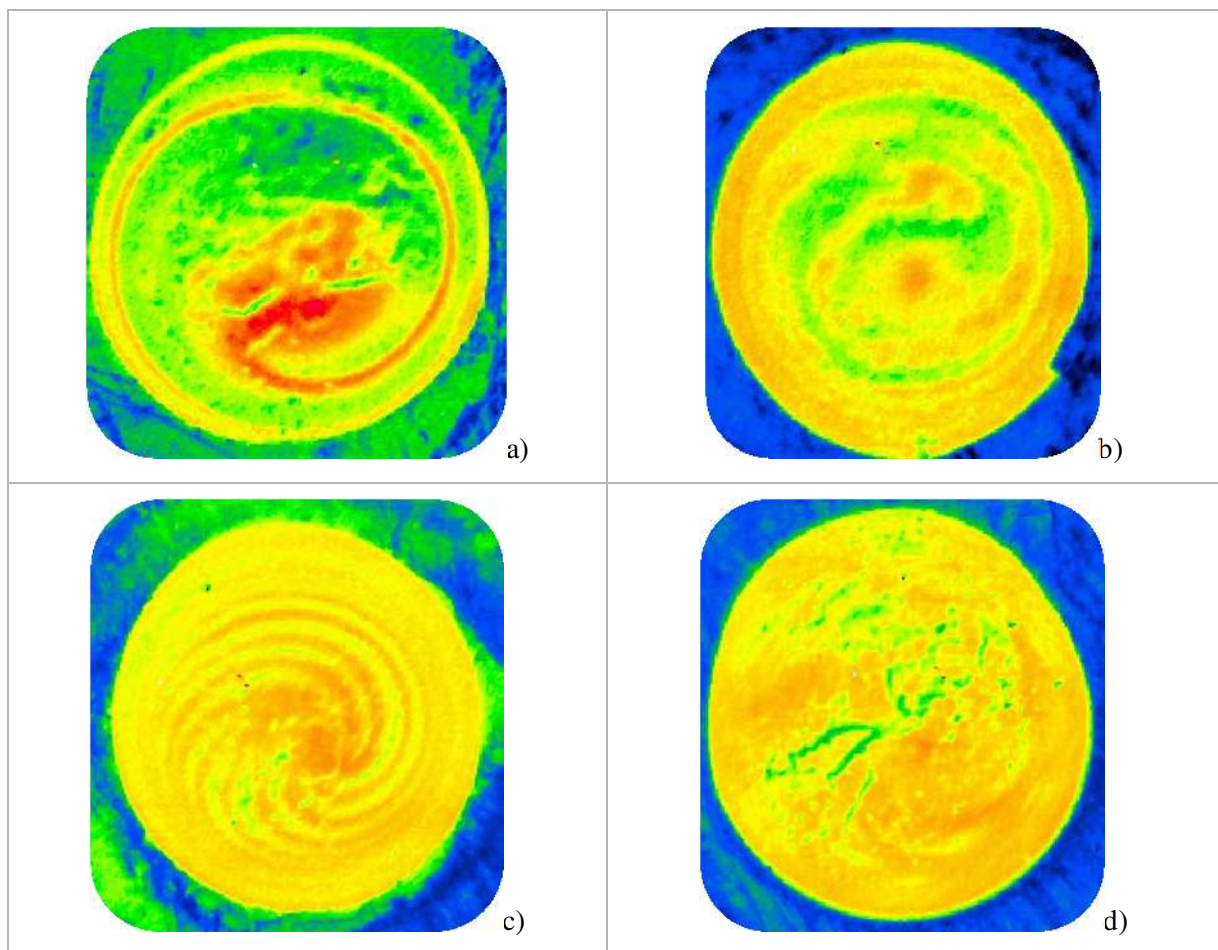


Bild 3-36 Thermisches Homogenitätsbild unterschiedlicher Mischteile a) Referenzschnecke, b) N-Mischer, c) Kreuzlochmischer, d) TMR

Das Bild der Referenzschnecke zeigt einen relativ heißen Schmelzekern und eine Schneckensteg bedingte lokale Temperaturerhöhung, die von innen nach außen eine dünne, spiralförmige heiße Schmelzeschicht zieht. Diese wird bei dem N-Mischer durch den zusätzlichen Schersteg verwischt, sodass hier immer noch der Einfluss der Stege sichtbar ist, dieser allerdings deutlich weniger ausgeprägt erscheint. Der Kreuzlochmischer zeigt in der Aufnahme den Einfluss der unterschiedlichen Pfade der Schmelze durch die einzelnen Querlöcher der Lochscheiben und die damit verbundene Auftrennung der Schmelzeschichten. Der TMR weist kein eindeutiges, geometriebedingtes Muster auf, zeichnet

sich jedoch durch ein homogenes Gesamtbild aus. Die vollständigen thermografischen Aufnahmen aller Betriebspunkte und Drehzahlen sind in der Tabelle 3.4 zusammengefasst (Seite 72).

Für die weitere Bewertung der thermischen Homogenität werden die flächengewichteten Temperaturmittelwerte und die absoluten Minima und Maxima aufgetragen. Die Berechnung von kalorischen Mittelwerten ist an dieser Stelle nicht möglich, da die punktuellen Strömungsgeschwindigkeiten jedes einzelnen der 20.000 Messpunkte pro Bild nicht bekannt sind, bzw. nicht eindeutig zugeordnet werden können. In der Darstellung in Bild 3-37 weist der TMR die höchsten Temperaturwerte auf. Die Referenzschnecke dagegen zeichnet sich zwar durch die kleinsten mittleren Temperaturen, jedoch die größten Spannweiten aus. Die absoluten mittleren Temperaturen des Kreuzloch- und des N-Mischers sind in etwa auf dem gleichen Niveau, der N-Mischer allerdings zeigt deutlich kleinere Spannweiten.

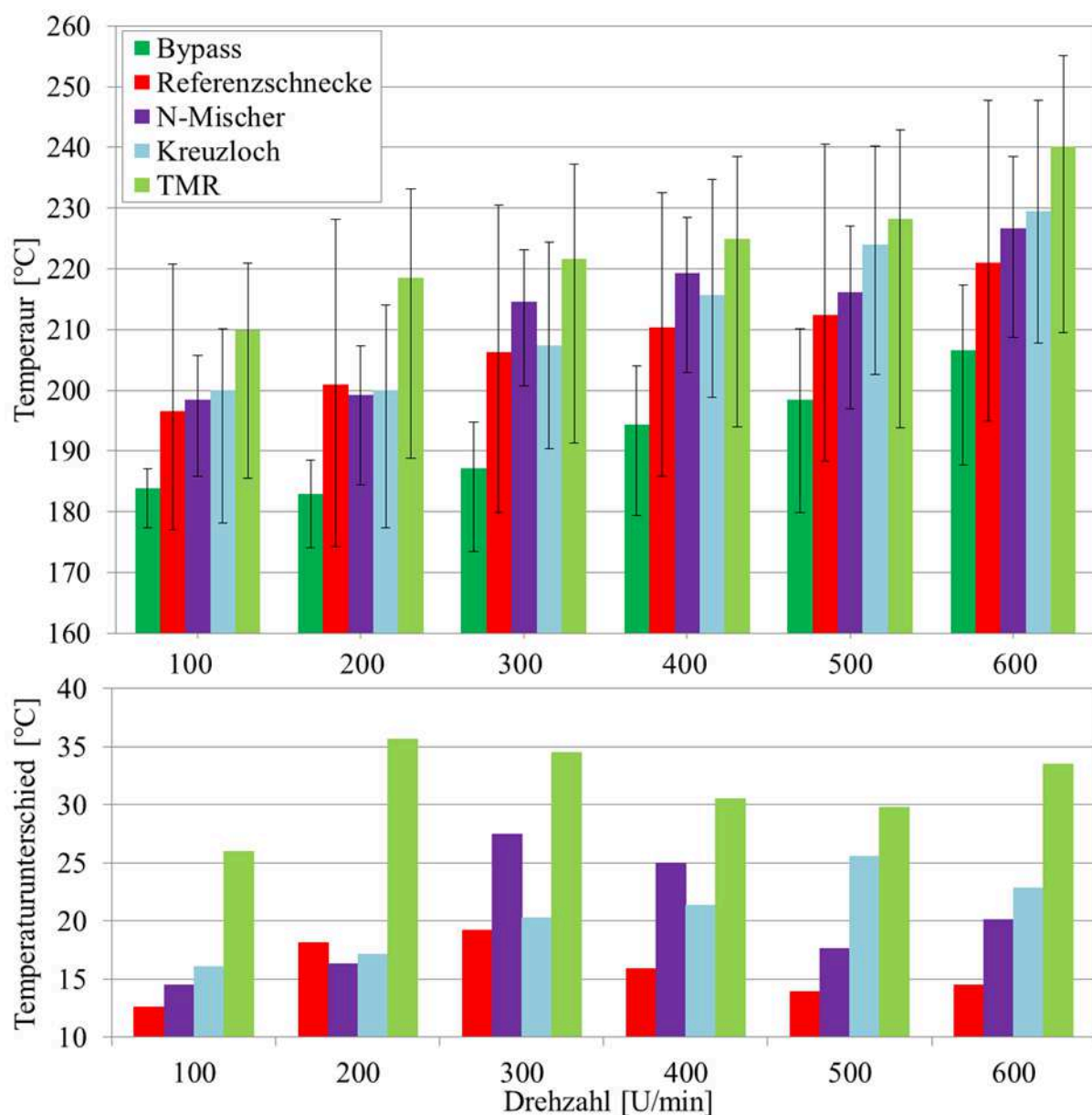


Bild 3-37 Schmelzetemperaturen aller Mischelemente oben) absolute Temperatur, unten) mittlerer Temperaturunterschied zwischen Ein- und Ausgang (0,5 kg/h/min⁻¹, LD-PE 3010D, kein Gegendruck)

Die Darstellung der auf den Eingang bezogenen mittleren Temperaturwerte bestätigt die beschriebenen Tendenzen. Auffallend ist hier das Verhalten der Referenzschnecke, des N-Mischers und des TMRs zwischen 300 und 500 Umdrehungen. Hier wird die relative Temperaturerhöhung mit steigender Drehzahl kleiner. Die kurzen Verweilzeiten im System wirken hier der dissipativen Temperaturerhöhung entgegen und führen zur weniger Wärmeeintrag.

Die in Bild 3-37 abgebildeten Temperaturspannweiten sollen eine Übersicht über die jeweils gemessenen Temperaturbereiche geben, eignen sich jedoch nur bedingt zur Interpretation des Homogenitätszustands. Die Thermografiekamera liefert für die Auswertung sehr hochauflösende Datensätze. Hierbei können einzelne Ausreißer oder Singularitäten die Darstellung der absoluten Minima und Maxima und damit die dargestellte Bandbreite entscheidend beeinflussen. Solche Einzelwerte haben im Verhältnis zu der Größe des Datensatzes praktisch keinen Einfluss auf das gesamte Homogenisierbild und verzerren an dieser Stelle die objektive Auswertung.

Eine Umkehrfolgerung, dass diese Werte vernachlässigbar sind, ist allerdings nicht richtig. Überschreiten die einzelnen Temperaturspitzen die maximale Verarbeitungs- bzw. Zersetzungstemperatur, ist diesen Werten größte Bedeutung zuzuschreiben. Findet aufgrund der hohen Temperatur ein molekularer Abbau statt, so wirkt sich das qualitätsmindernd auf das Endprodukt aus.

Die Anzahl und Art der Ausreißer wird in einer dreidimensionalen Darstellung der Temperaturwerte über dem Ausgangsquerschnitt deutlich. Bild 3-38 zeigt exemplarisch die Aufnahmen bei 600 U/min und 300 kg/h LD-PE 3010D. Manche von den hier dargestellten Temperaturspitzen treten systematisch bei allen Betriebspunkten und Mischelementen auf. Das lässt auf einen Messfehler durch z. B. Staubkörner auf dem Kameraobjektiv oder Pixelfehler schließen. Diese Bereiche wurden von der Auswertung ausgenommen. Ausreißer, die nicht systematisch auftauchen und somit deren Vorkommen nicht eindeutig zugeordnet werden kann, werden in die Auswertung involviert.

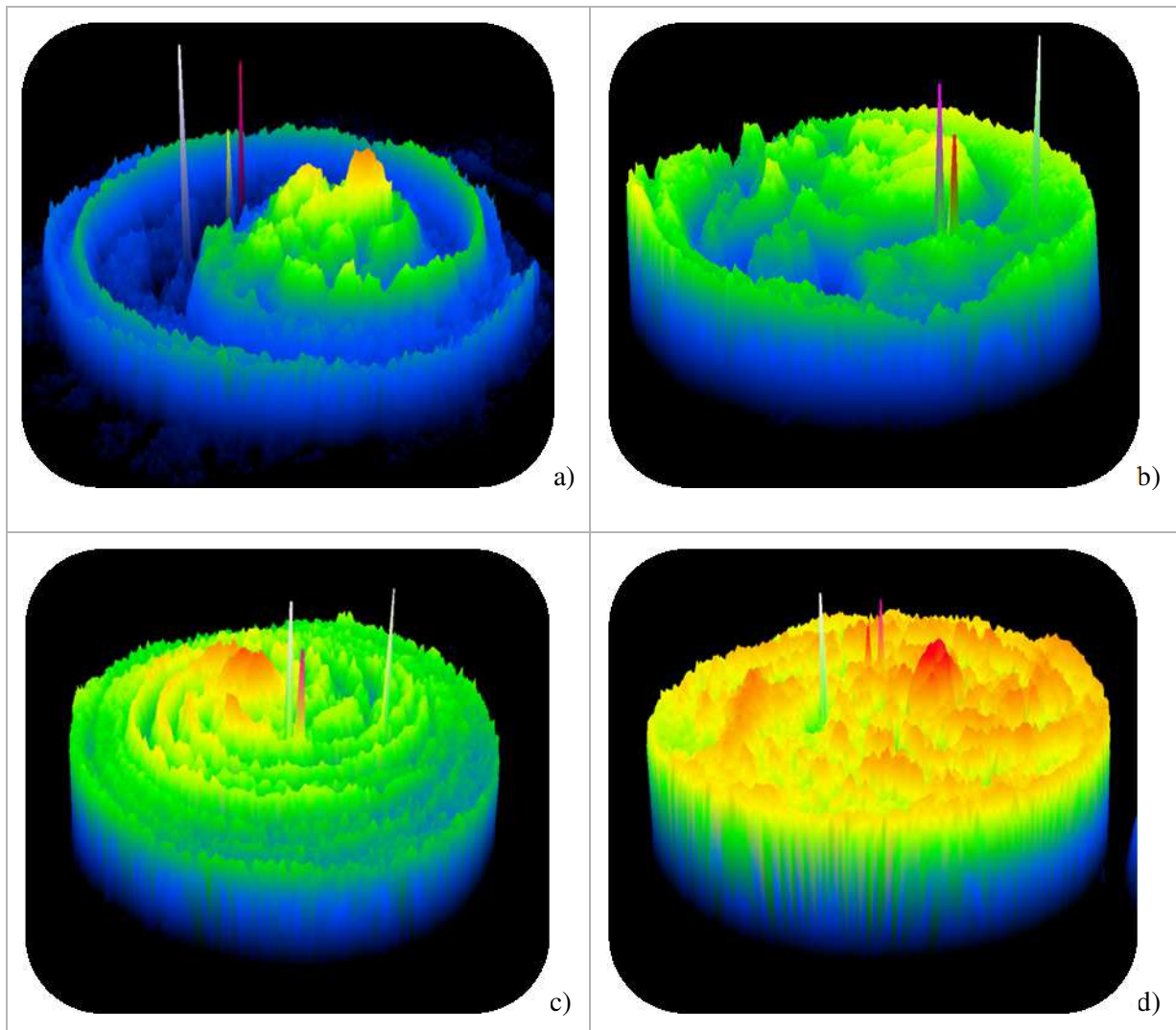


Bild 3-38 Dreidimensionales thermisches Homogenitätsbild unterschiedlicher Mischteile a) Referenzschnecke, b) N-Mischer, c) Kreuzlochmischer, d) TMR

Für die quantitative Beurteilung und Gegenüberstellung der thermischen Mischgüte werden die Temperaturbilder in Zahlenwerte überführt, sodass anschließend statistische Größen wie die Standardabweichung gebildet werden können. Diese wird nach dem Vorschlag im Kapitel 2.2.2.3 auf den Eingangszustand bezogen (Bild 3-39). Werte größer Null kennzeichnen dabei das positive Mischen, d. h., hier ist der Homogenisierzustand am Ausgang besser als am Eingang. Dies ist jedoch nur selten möglich. Um die stoffliche Homogenisierung zu begünstigen, besitzen Mischelemente meist Gebiete hoher Scherung, die zu einer hohen lokalen Dissipation führen und somit thermische Inhomogenitäten verursachen. Die Forderung nach stofflich und thermisch homogener Schmelze resultiert also in gegenläufigen Auslegungskriterien. Aus dem Grund ist in der Regel für Mischelemente ein Mischgrad <0 üblich, was einen schlechteren Ausgangs- als Eingangszustand beschreibt.

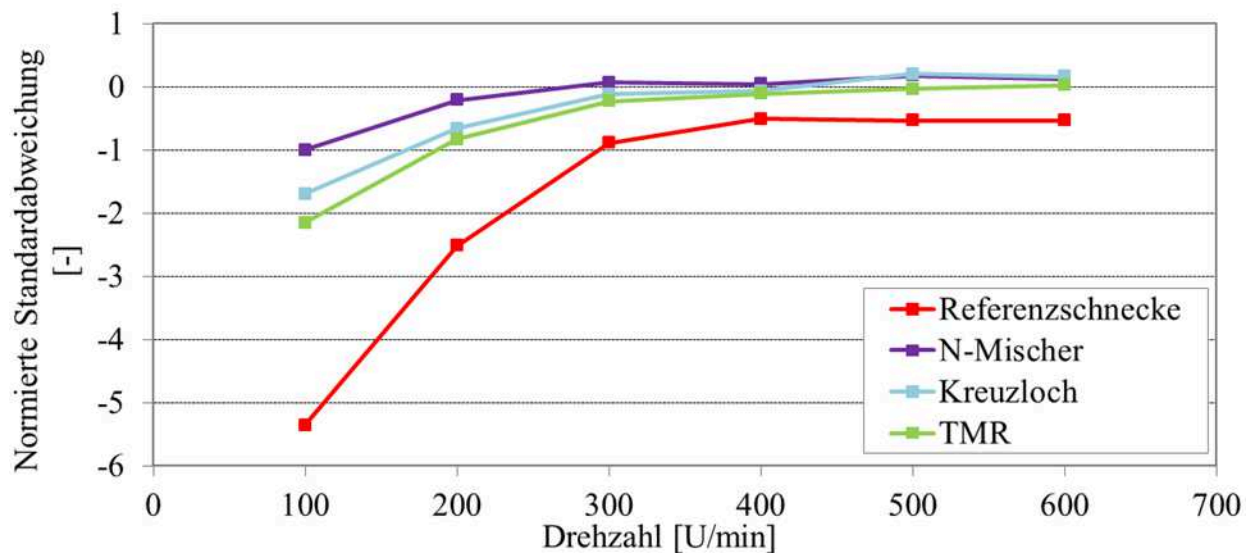


Bild 3-39 Normierte Standardabweichung als Maß für das thermische Mischverhalten ($0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$, LD-PE 3010D, kein Gegendruck)

Die großen Geschwindigkeitsgradienten bei höheren Drehzahlen müssten diesen Effekt noch zusätzlich verstärken. Die Auswertung der Ergebnisse in Bild 3-39 zeigt jedoch das Gegenteil. Hier ist bei allen Mischelementen für hohe Drehzahlen ein positiver Effekt auf die thermische Homogenität gemessen worden. Die Strömungsverhältnisse bei hohen Drehzahlen begünstigen die Umlagerung einzelner Schmelzeschichten und beeinflussen somit das thermische Gesamtbild mehr als die lokalen dissipativen Effekte.

Während also das negative Mischen für kleinere Drehzahlen noch stark ausgeprägt ist, verhalten sich die Mischteile ab einer Drehzahl von 300 U/min nahezu mischneutral. Die Unterschiede zwischen den einzelnen Mischelementen sind dabei marginal. Lediglich die Referenzschnecke verursacht eine deutliche Verschlechterung des thermischen Mischgrades. Diese ist bei kleinen Drehzahlen mit Abstand am höchsten.

An dieser Stelle sollte ergänzt werden, dass bei allen Mischteilen die absoluten Standardabweichungen mit höheren Drehzahlen angestiegen sind (Bild 3-40). Da sich aber der Eingangszustand am Bypass mit hohen Drehzahlen überproportional verschlechtert, führt der Vergleich insgesamt zu einer besseren Beurteilung der Homogenisierungspotenziale einzelner Mischelemente.

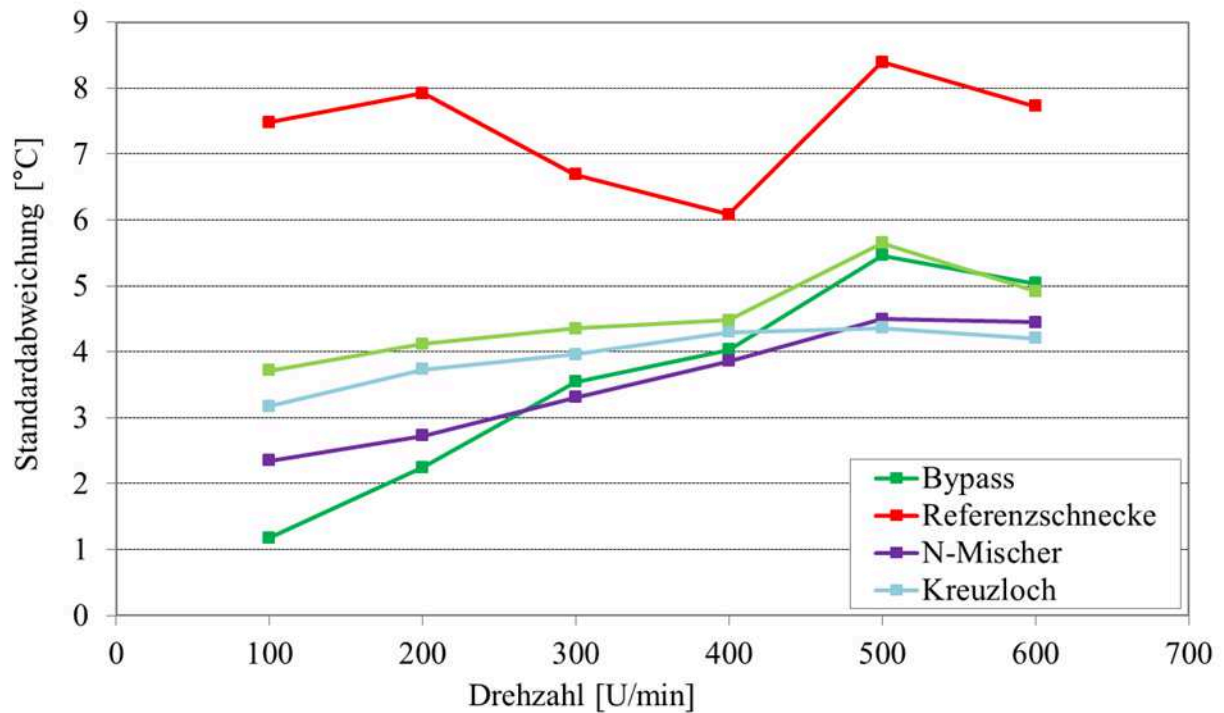


Bild 3-40 Thermische Standardabweichung aller Mischteile ($0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$, LD-PE 3010D, kein Gegendruck)

Grundsätzlich sollten die hier vorgestellten Auswertungskriterien immer parallel betrachtet werden. Sowohl die separate Beurteilung der Mischgüte als auch der absoluten Temperaturen im System führen zu einer fehlerhaften Interpretation des Betriebsverhaltens der Mischelemente [And11].

Führt man die beiden Größen zusammen, so können für den Kreuzloch- und N-Mischer die besten Resultate hinsichtlich des thermischen Verhaltens beobachtet werden. Hier wurden mit steigender Drehzahl die kleinste Temperaturerhöhung und das beste Homogenisierverhalten gemessen.

3.4.2.5 Vergleich der stofflichen und thermischen Mischgüte

In Kapitel 2 wurden Literaturquellen benannt, die teilweise widersprüchliche Aussagen zu dem Zusammenhang zwischen der stofflichen und thermischen Homogenität beinhalten. Diese größtenteils nicht verifizierten Angaben sollen anhand der Versuchsergebnisse aus dieser Arbeit beleuchtet werden.

Bild 3-41 stellt die Werte aus den vorangegangenen Kapiteln zusammen. Mit Ausnahme der Referenzschnecke bei 500 und 600 U/min ist bei allen Mischteilen mit steigender Drehzahl ein positiver Effekt auf die stoffliche Homogenität festzustellen. Hier wird der berechnete Grad der Segregation deutlich kleiner oder bleibt auf einem sehr niedrigen Niveau (TMR). Auf der sekundären Ordinatenachse wurde die normierte Standardabweichung, als Maß für die thermische Mischgüte in umgekehrter Reihenfolge dargestellt, d. h., hier wachsen die negativen Werte nach oben an. Auch bei der thermischen Homogenität sind für alle Mischer mit höheren Drehzahlen bessere Mischergebnisse erzielt worden. Durch die umgekehrte Darstellung der sekundären Ordinatenachse können die Werte der stofflichen und thermischen Auswertung direkt miteinander verglichen werden. Für beide Fälle gilt, je näher der y-Wert an der x-Achse, umso besser das Mischergebnis. Da jedoch für die zwei Auswertemethoden unterschiedliche Berechnungsansätze zu Grunde liegen, sollten die Ergebnisse nur qualitativ verglichen werden.

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass die stoffliche und die thermische Homogenität für die unterschiedlichen Betriebspunkte die gleichen Tendenzen zeigen.

Werden jedoch unterschiedliche Mischteile miteinander verglichen, hat die bessere stoffliche Homogenität eines Mixers nicht zwangsläufig auch das bessere thermische Mischbild zufolge und umgekehrt.

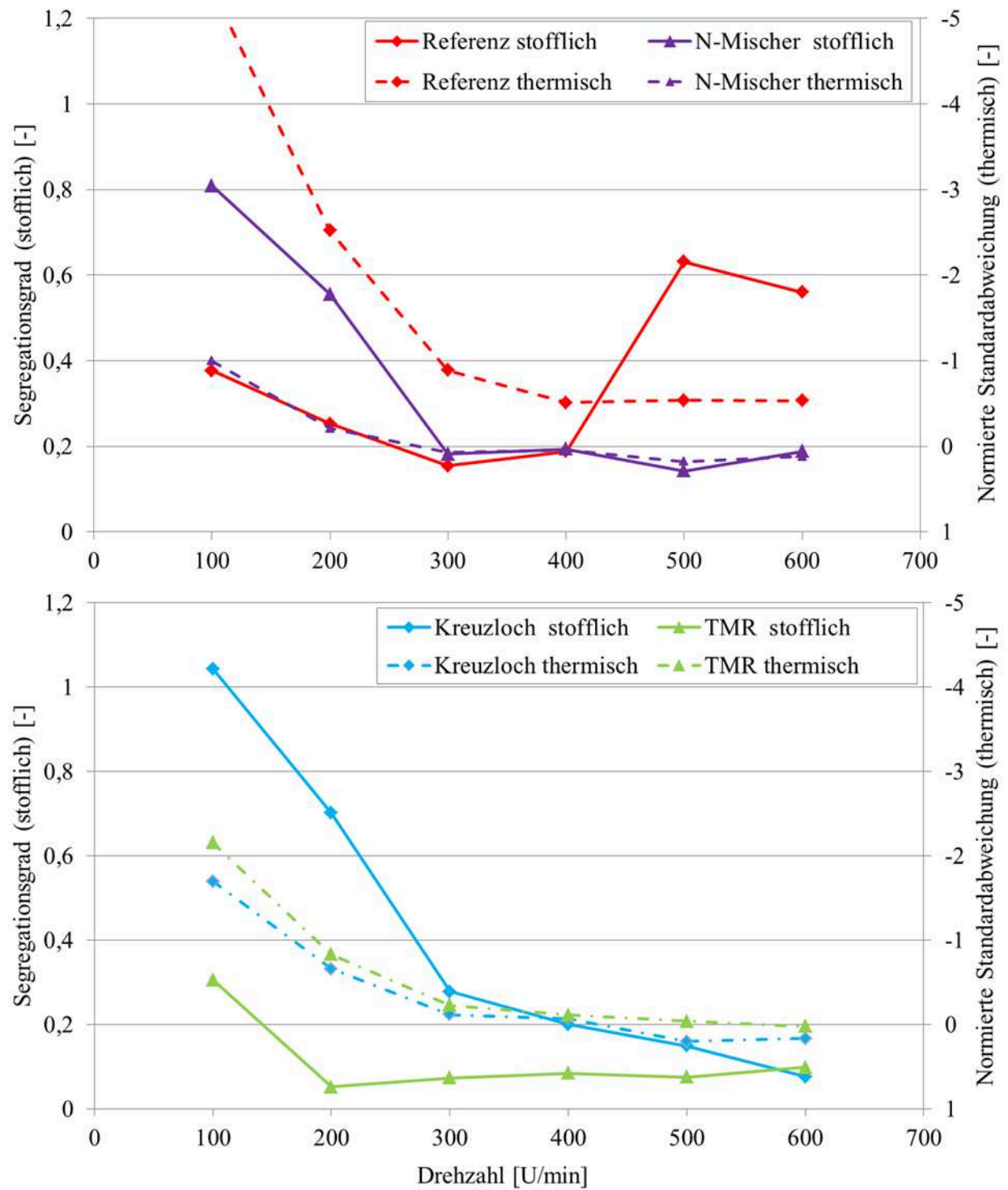


Bild 3-41

Zusammenhang zwischen thermischer und stofflicher Homogenität

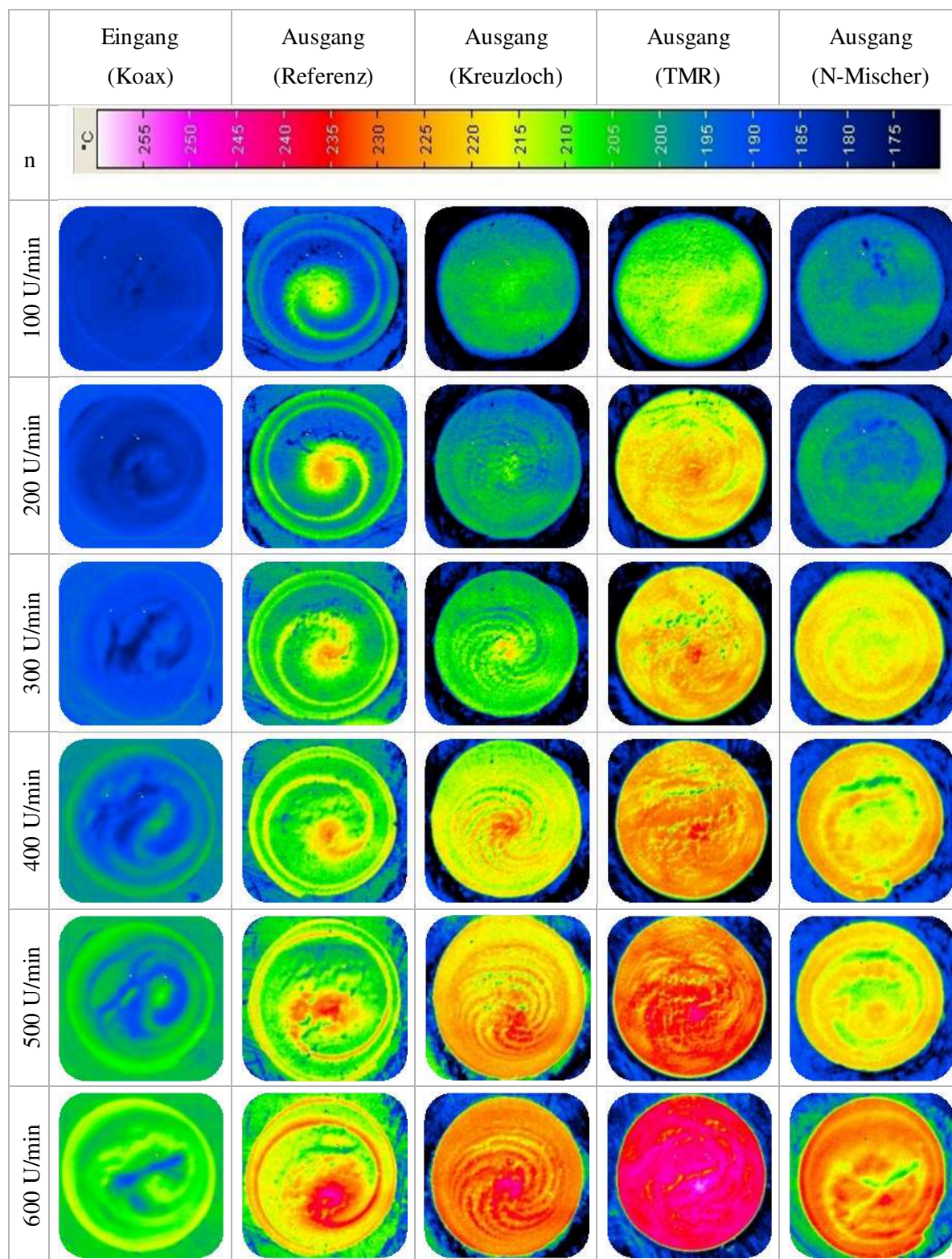


Tabelle 3.4 Zusammenfassung thermischer Homogenität von Extrudatequerschnitten aller Mischteile ($0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$, LD-PE 3010D, kein Gegendruck)

4. Simulation des Betriebsverhaltens von Scher- und Mischteilen

Im Folgenden soll der Aufbau einer numerischen Simulationsberechnung in Polyflow zur Berechnung des Betriebsverhaltens von Scher- und Mischteilen dargestellt werden. Die getroffenen Vereinfachungen und Randbedingungen werden erläutert. Zusätzlich wird der Einfluss der Software-Einstellparameter auf das Rechenergebnis beleuchtet. Zu den untersuchten Einflussgrößen gehören unter anderem unterschiedliche Vernetzungsarten, Vernetzungsstrategien und Interpolationsmöglichkeiten. Anschließend werden die Simulationen der einzelnen Mischteile ausgewertet und mit den Ergebnissen aus den praktischen Versuchen verglichen.

4.1 Aufbau der FEM-Simulation

Die Wahl von Polyflow als Strömungsberechnungswerkzeug bietet die bereits beschriebenen Vorteile, die eine modellhafte Abbildung der extrusionsspezifischen Gegebenheiten vereinfachen. Aus Bild 4-1 kann eine nach Arbeitsschritten gegliederte Übersicht einer Simulation entnommen werden. Soll der Zeit- und Arbeitsaufwand des Softwareanwenders beurteilt werden, so liegt dieser größtenteils in den einzelnen Aufgaben im Preprocessing. Hier erweist sich vor allem die Generierung der Netze als sehr zeitintensiv. Diesen ist jedoch die größte Bedeutung zuzuschreiben. Qualitativ hochwertige Netze bilden die wichtigste Grundlage für eine robuste und stabile Berechnung. In der Literatur wird oft von Berechnungsabbrüchen bei komplexen Aufgabenstellungen berichtet. Diese sind nach eigener Erfahrung vor allem auf die mangelnde Qualität der Netze zurückzuführen.

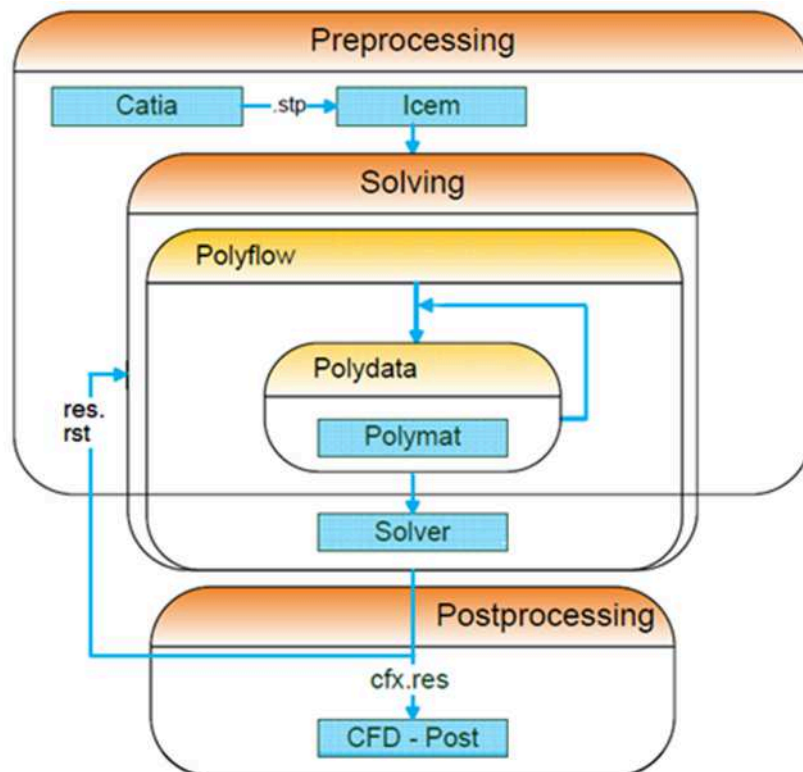


Bild 4-1

Schematischer Aufbau einer Simulation

Materialparameter

Aus den bereits in Kapitel 2 genannten Gründen werden alle Berechnungen dreidimensional durchgeführt. Ergebnisse, die in dieser Arbeit vorgestellt werden, zeigen ausschließlich temperaturabhängige Berechnungen mit strukturviskosem Fluid. Die eingesetzten Materialdaten entsprechen dem in den Laborversuchen verwendeten Rohstoff Lupolen 3010D der Firma LyondellBasell. Hierbei bietet Polyflow die Möglichkeit die Rohstoffparameter bekannter Viskositätskurven einzutragen oder rheologische Messdaten einzulesen. Eine Gegenüberstellung zeigt, dass Letzteres zu genaueren Ergebnissen führt. Deswegen werden die im Rheometerversuch ermittelten Daten, als Rohdaten in Polyflow eingebunden und softwareintern in dem gewünschten Materialmodell parametrisiert. Stehen die Messdaten für mindestens zwei Verarbeitungstemperaturen zur Verfügung, können parallel dazu Parameter für den Temperaturverschiebungsfaktor ermittelt werden. Nach dieser Methodik werden die Parameter für das Carreau Modell und den WLF-Ansatz bestimmt. Als Datenbasis dienen Viskositätsmessungen für drei Temperaturen. Der benutzte Datensatz kann dem Anhang entnommen werden. Das Bestimmtheitsmaß für die so ermittelten Kurven beträgt $R^2=0,99$. Lediglich für den Schergeschwindigkeitsbereich unterhalb von 0,1 1/s sind Abweichungen erkennbar. Aufgrund der tatsächlich im System herrschenden Schergeschwindigkeiten ist dieser Bereich für die Berechnung von sekundärer Bedeutung.

Alle weiteren thermodynamischen Parameter wie Dichte ρ , Wärmeleitfähigkeit λ oder die spezifische Wärmekapazität c_p der Schmelze werden für das Material LD-PE 3010D vereinfacht als konstant angenommen:

Materialparameter	Werte
ρ	770 kg/m ³
λ	0,26 W/m*K
c_p	2900 J/kg*K

Randbedingungen

Von elementarer Bedeutung für die nicht-isotherme Berechnung ist die Bestimmung der thermischen Randbedingung an der Innenwand des Zylinders. Hier kann entweder eine konstante Wandtemperatur oder eine ideal isolierte Zylinderinnenfläche angenommen werden. Beide Möglichkeiten führen jedoch zu Fehlern in der Berechnung. Dieser Einfluss wird im späteren Verlauf der Arbeit untersucht. Für den Wärmeübergang zwischen Schmelze und der Zylinderinnenwand kann auch die Wärmestromdichte \dot{q} (der flächenbezogene Wärmestrom) angegeben werden. Dieser wird aus dem Wärmeübergangskoeffizienten α und dem Temperaturunterschied zwischen der Wand und der Schmelze gebildet:

$$\dot{q} = \alpha (T_{Schmelze} - T_{Wand}) \quad \text{Gl. 4-1}$$

Der Wärmeübergangskoeffizient oder die Wärmeübergangszahl α kennzeichnet die Wärmemenge, die je Flächen- und Zeiteinheit bei 1 K Temperaturdifferenz von der Wand auf Fluid übergeht (oder umgekehrt). Der Wert ist von dem Rohstoff, den Wandeigenschaften, dem Temperaturfeld und den Strömungsverhältnissen abhängig und für die Versuchsgegebenheiten nicht bekannt. Die Berechnung von α über die Nusselt-Zahl bzw. über die Prandtl- und Reynold-Zahl ist aufwendig und oft aufgrund mangelnder Materialparameter nicht praktikabel. Es existieren zwar einige Literaturquellen, die sich mit der Bestimmung von α beschäftigen, diese reichen allerdings nicht aus, um den Wert näherungsweise abschätzen zu können [Ten97, Ten00]. Vielmehr kann diese Option als eine Art „Kalibrierfaktor“ ausgenutzt werden und so lange angepasst werden, bis der Wärmeaustausch der Realität entspricht. Diese Methode ist jedoch sehr zeitintensiv und daher nicht zielführend. Zudem könnten die so gewonnenen Werte weder auf andere Betriebspunkte noch Materialien oder Mischelemente übertragen werden.

Aus den oben genannten Gründen beschränken sich die Berechnungen mit α -Werten in dieser Arbeit auf wenige Beispiele für die Gegenüberstellung der Einflüsse unterschiedlicher thermischer Randbedingungen. Alle weiteren Berechnungen und Auswertungen der Mischelemente erfolgen unter adiabater Randbedingung bzw. unter Vorgabe einer Zylinderwandtemperatur.

Interpolationsschemata

Ein weiterer wichtiger Faktor für die Qualität der Ergebnisse und die benötigte Berechnungszeit ist die Auswahl eines Interpolationsschemas [Gup90]. Eine solche Auswahl steht bei den Feldern der Geschwindigkeit, des Druckes sowie bei nicht isothermen Berechnungen für die Temperatur zur Verfügung. Ein Interpolationsschema ist die Ansatzfunktion, die zur Interpolation der Werte zwischen zwei berechneten Knoten angewendet wird. Hierzu werden, zusätzlich zu den Knoten der Elemente, an vordefinierten Stellen weitere Berechnungstützpunkte erzeugt (Bild 4-2).

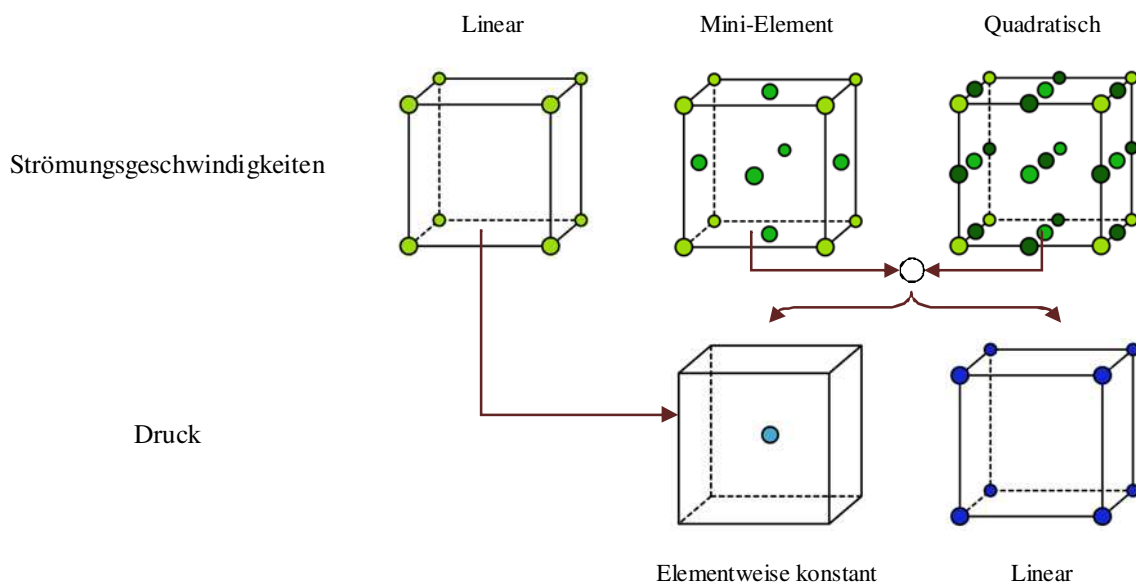


Bild 4-2

Kombination der isothermen Interpolationsschemata [Szö09a]

Bild 4-3 macht sichtbar welchen Einfluss die unterschiedlichen Kombinationen auf die berechneten Geschwindigkeiten ausüben. Dargestellt werden die Geschwindigkeiten zwischen zwei Stegen einer Modellschnecke. Die Netzstruktur ist für alle Berechnungen gleich.

Die Strömungsprofile mit dem „Mini-Element“ in Kombination mit einem elementweise konstanten bzw. linear interpolierten Druck weisen die größten Unterschiede auf. Dies bestätigt die Annahme, dass die Interpolationsschemata in Kombination betrachtet werden müssen. Beim Vergleich von „Mini-Element“ und quadratischer Interpolation der Geschwindigkeiten, in beiden Fällen mit linearer Ansatzfunktion für den Druck, ist eine sehr gute Übereinstimmung der berechneten Kurvenverläufe festzustellen.

Der Einfluss der Interpolationsmöglichkeiten sollte nie ohne Zusammenhang zu der Netzqualität betrachtet werden. Die hier dargestellten Unterschiede variieren bei unterschiedlicher Netzdichte. Je feiner das Netz umso einfacher kann das Interpolationsschema gewählt werden und andersrum.

Nach den hier dargestellten Zusammenhängen werden die Drücke in dieser Arbeit linear und die Strömungsgeschwindigkeiten mit dem „Mini-Element“ interpoliert. Das führt, verglichen mit quadratischer Methode zu gleichwertigen Resultaten jedoch einer enormen Verkürzung der Rechenzeit (Bild 4-4). Die dazugehörigen Netze werden im Kapitel 4.3 erläutert.

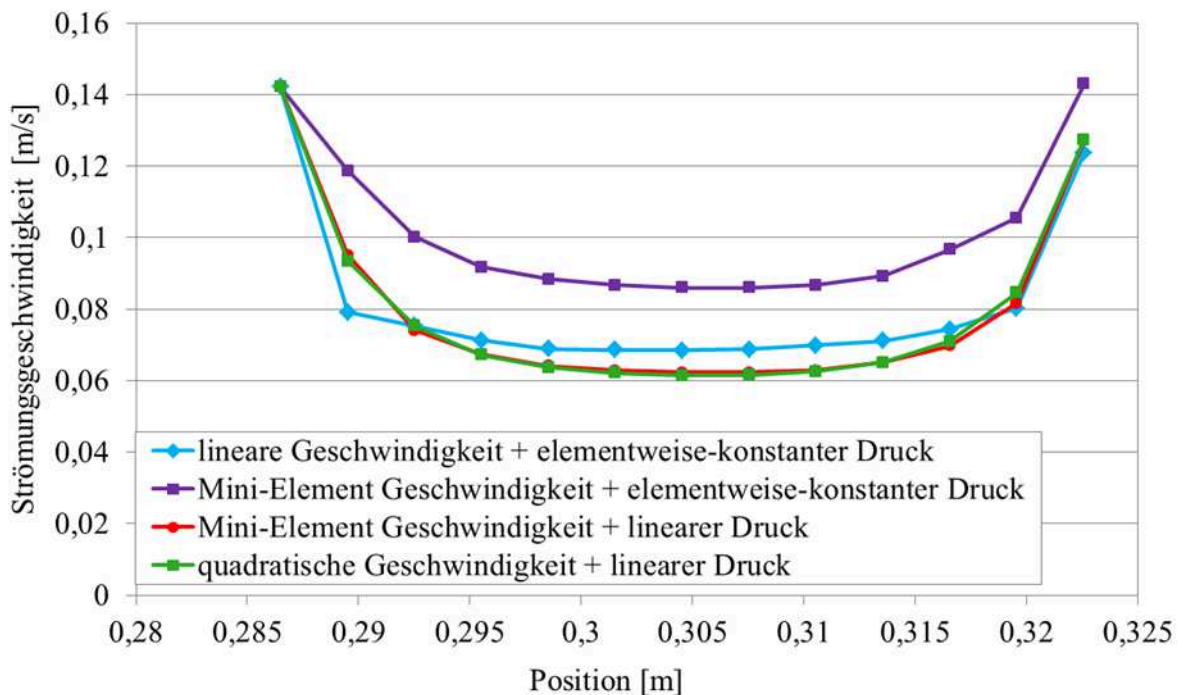


Bild 4-3 Einfluss unterschiedlicher Interpolationsschemata auf die berechneten Strömungsprofile

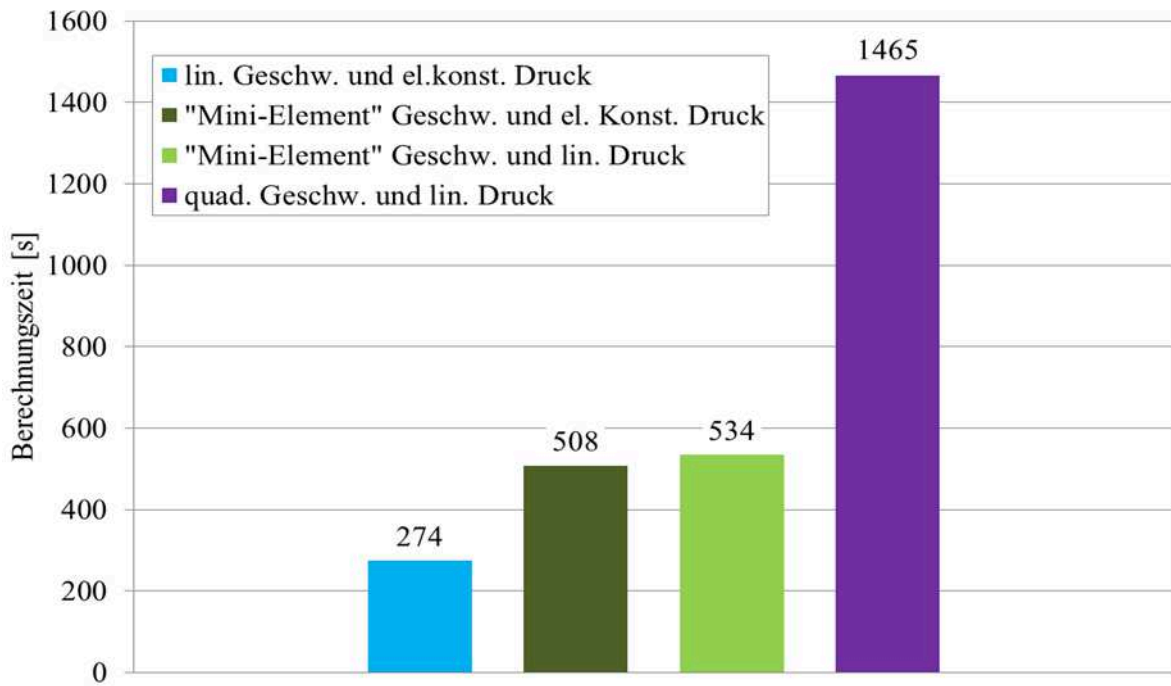


Bild 4-4 Berechnungszeiten mit unterschiedlichen Interpolationsschemata

Zusätzlich zu dieser Kombination wird bei nicht-isothermen Berechnungen die Interpolation des Feldes der Temperatur bestimmt. Für eine dreidimensionale Problemstellung können die Temperaturen linear, quadratisch und durch ein „2x2-Element“ interpoliert werden. Im Rahmen dieser Arbeit wurde das quadratische Schema eingestellt. Die Wahl von 2x2-Elementen führte zu keiner Verbesserung der Ergebnisse bei gleichzeitiger Erhöhung der Rechenzeiten.

4.2 Einflüsse auf die Berechnung

Neben dem bereits beschriebenen Einfluss der Randbedingungen, der Materialparameter und des Interpolationsschemas auf die Berechnung, existieren noch weitere Faktoren, die sich auf die Simulationsqualität auswirken.

Bild 4-5 zeigt den Einfluss der Netz-Elementanzahl der Schmelzedomäne auf die Berechnung. Es wird der relative Genauigkeitsgrad einer Geschwindigkeit dargestellt. Aus der Abbildung wird sichtbar, dass ab einer gewissen Anzahl der Elemente (ca. 240.000), die berechnete Größe nicht mehr variiert. Ab dieser Grenze kann die Elementanzahl als ausreichend angesehen werden. Wie bereits erwähnt, sollte die Anzahl der Elemente immer zusammen mit den Interpolationsschemata und der Elementart betrachtet werden. Weiterhin sagt die Darstellung nichts über die tatsächliche Genauigkeit der Berechnung aus, also über die Fähigkeit des Modells ein reelles System abzubilden.

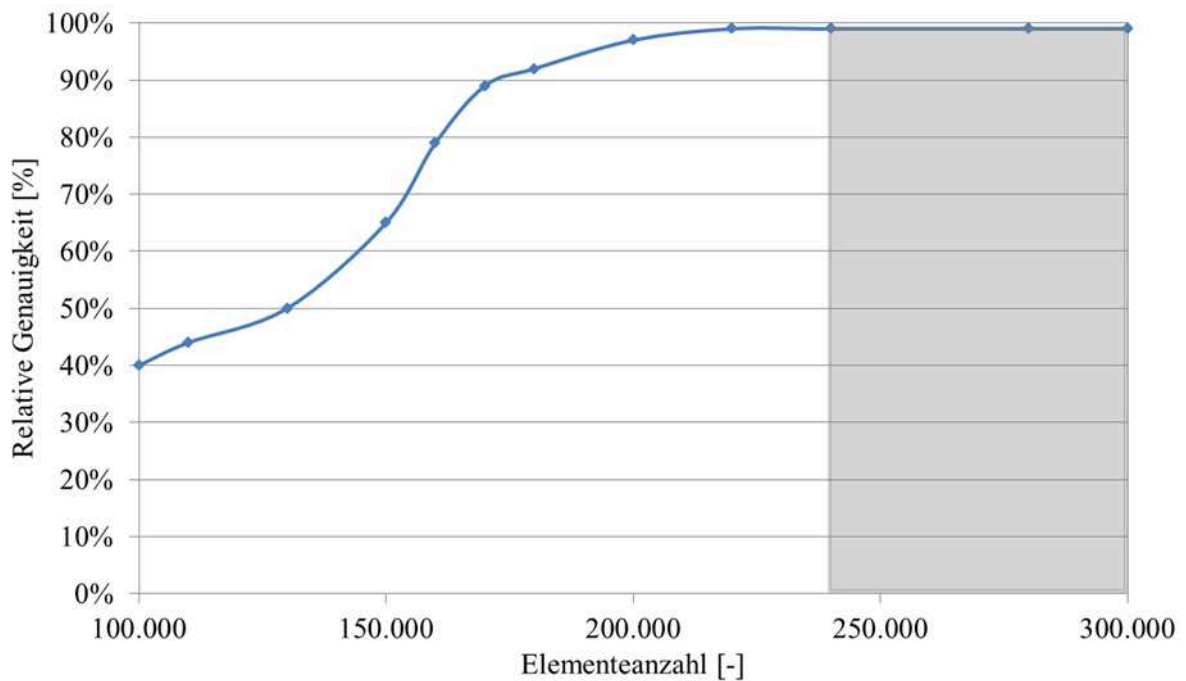


Bild 4-5 Einfluss der Netz-Elementanzahl auf die Berechnungsqualität der Simulation

Voraussetzung für die vergleichende Betrachtung in Bild 4-5 sind ähnlich strukturierte Netze. Wird z. B. die „sizing function“ genutzt oder lässt man die Elementenanzahl zu den Bereichen mit hohen Gradienten anwachsen, so ist ein direkter Vergleich der Netze nicht mehr zulässig. Unterschiedlich strukturierte Netze können bei gleicher Anzahl der Elemente und Knoten unterschiedliche Berechnungsgenauigkeiten erzeugen.

Nachfolgend werden exemplarisch einige Vernetzungsarten dargestellt und anhand der berechneten Geschwindigkeiten bewertet (Bild 4-6). Sowohl die Vernetzung mit Tetraedern als auch Hexaedern wird exemplarisch mit der zusätzlich wählbaren Option „Adaptive Meshing“ (AM) verglichen. Um eine gezielte Verbesserung der Netzauflösung in Regionen mit hohen Geschwindigkeitsgradienten zu erreichen, bietet „Adaptive Meshing“ eine Neuvernetzung der Fluidgeometrie an, bei der bestimmte Bereiche einer Verfeinerung unterzogen werden. In Polyflow wird das „Adaptive Meshing“ ausschließlich für das Fluidnetz eingesetzt und kann durch die Konfiguration von numerischen Parametern ausgelöst sowie gesteuert werden. Zusätzlich werden für das Hexaeder-Schema vier unterschiedliche Netzauflösungen (5 mm, 3 mm, 1,5 mm, 1 mm) gegenübergestellt.

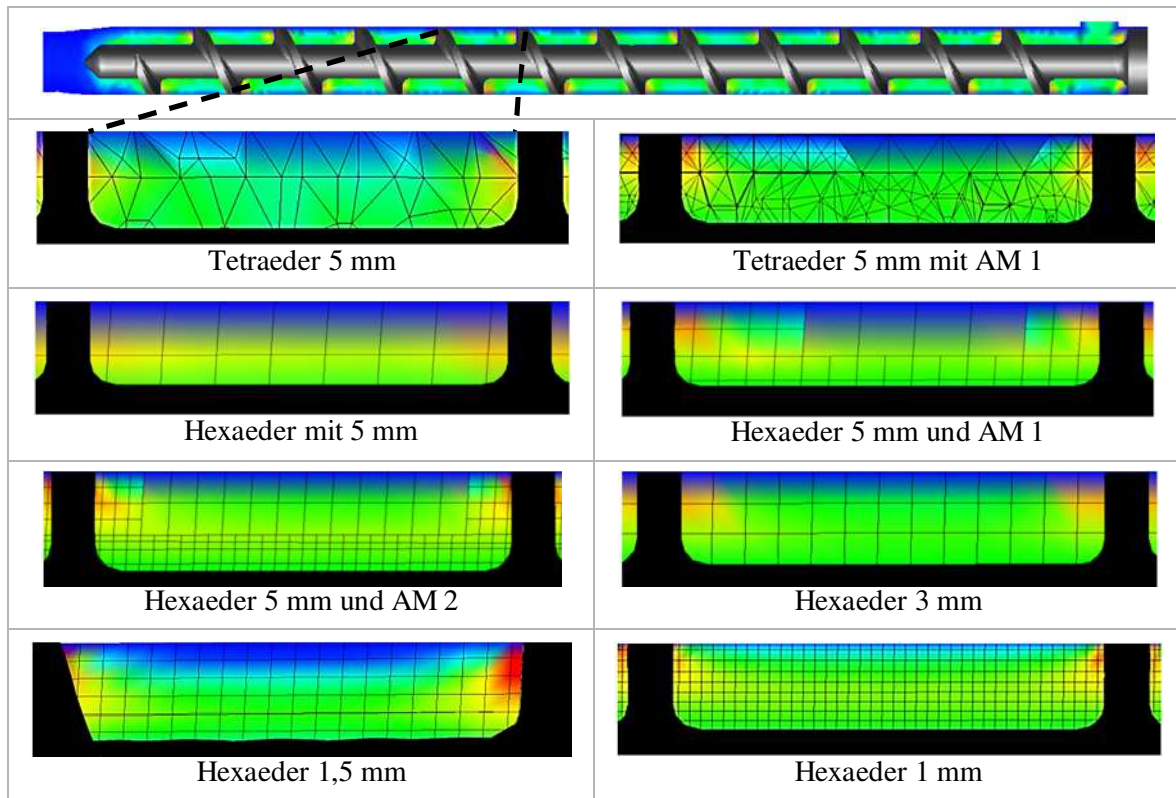


Bild 4-6 Gegenüberstellung unterschiedlicher Vernetzungseinheiten und –strategien

Bild 4-7 zeigt die enormen Unterschiede bei der Berechnung der Geschwindigkeitsprofile. Hier werden auch die Schwächen des „Adaptive Meshing“ (AM) sichtbar. Obwohl ein geordnetes Netz als Grundlage dient, wird dieses im Kanal unterschiedlich verfeinert. Es werden extrem verzerrte Elemente in das Netz eingebracht, welche zu Berechnungsabbrüchen oder teils unplausiblen Ergebnissen führen können. Zusätzlich wird die Berechnungszeit erhöht. Berechnungen mit der zweiten AM-Stufe dauern bis zur einer Woche. Das Verfeinern des gesamten Netzes führt zu dem höchsten Anstieg der Genauigkeit bei akzeptablen Rechenzeiten. Hierbei konnte zwischen 1,5 mm und 1 mm Netzabstand kein signifikanter Unterschied in der Berechnungsgenauigkeit festgestellt werden. Aus dem Grund wird für die weitere Simulation die Schmelzedomäne mit Hexaederelementen mit einer Elementgröße zwischen 0,2 mm und maximal 1,5 mm vernetzt. Die Größenverhältnisse werden dabei durch softwareinterne Funktionen, welche das strukturierte Netz mit einem vorgegebenen Faktor zu den Randbereichen feiner werden zu lassen, kontrolliert. Diese Option bietet eine flexible Vernetzungsmöglichkeit mit hohem Robustheitsgrad [Szö09a].

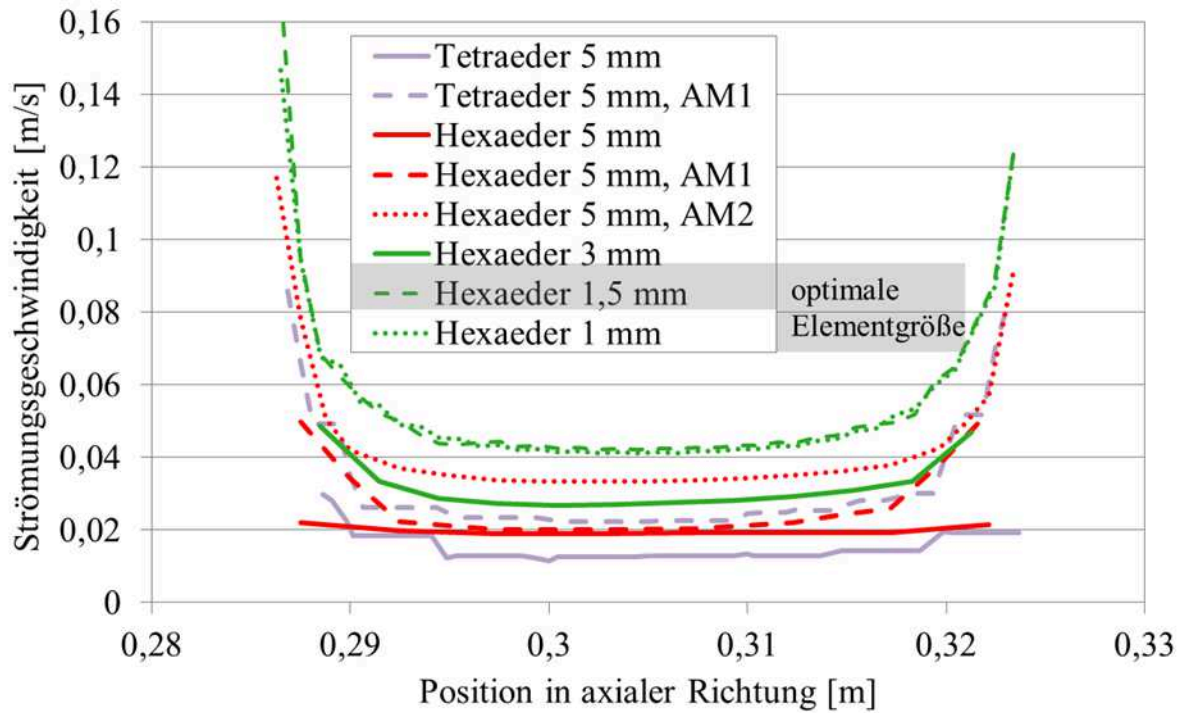


Bild 4-7 Strömungsgeschwindigkeiten berechnet mit unterschiedlichen Vernetzungsstrategien

4.3 Netzqualität

Ein entscheidendes Kriterium für das Konvergenzverhalten der numerischen Rechnung ist die Netzqualität, die beim Preprocessing definiert wird. Die Preprozessing-Software Icem bietet eine Vielzahl von Vergleichsmethoden zur Bestimmung des Verzerrungsmaßes des FE-Netzes. Eine gebräuchliche Methode ist das *EquiAngle Skewness* Kriterium, welches üblicherweise durch:

$$Q_{EAS} = \max \left\{ \frac{\theta_{\max} - \theta_{eq}}{180^\circ - \theta_{eq}}, \frac{\theta_{eq} - \theta_{\min}}{\theta_{eq}} \right\} \quad (\text{Gl. 4.2})$$

$$\theta_{eq} = 60^\circ \quad \text{Dreieckelement}$$

$$\theta_{eq} = 90^\circ \quad \text{Viereckelement}$$

definiert wird. Dieses Kriterium vergleicht die Innenwinkel des jeweiligen Netzelementes mit dem eines geometrisch idealen Elements. Die Werte für Q_{EAS} liegen in einem Intervall zwischen 0 und 1, wobei der Wert 0 ein optimales und der Wert 1 ein total verzerrtes Element repräsentiert. Der für jedes Element ermittelte Q_{EAS} -Wert wird in einer Häufigkeitsverteilung dargestellt. Anhand dieser lässt sich eine Einschätzung über die Güte des Netzes machen. Zu beachten ist, dass die Preprocessing-Software Icem den Wert als

$$\text{Element equiangle skew} = 1 - Q_{EAS} \quad (\text{Gl. 4.3})$$

ausgibt.

Um Instabilitätsprobleme zu vermeiden, sollten die Histogramme mit der Darstellung des Verzerrungsgrades nicht nur möglichst große Werte aufweisen, kleine Werte müssen durch nachträgliche Netzaufbereitung völlig eliminiert werden. Für gängige Solver sollten für dreidimensionale Fragestellungen ab einem Wert von 0,3 keinerlei Probleme bei der Berechnung auftreten, was in dieser Arbeit bestätigt werden konnte.

Schmelzedomäne

Die Schmelzedomäne wird in unterschiedliche Funktionsflächen mit variierender Netzfeinheit unterteilt. So sollten z. B. idealerweise alle schneckennahen Bereiche besonders verfeinert werden. Hier wird die für die spätere Berechnung wichtige Entscheidung für die Klassifikation der Knoten bei der MST getroffen. Da jedoch die untersuchten Mischer völlig unterschiedlich aufgebaut sind, stellt jedes System andere Anforderungen an die Schmelzdiskretisierung.

Der N-Mischer z. B. sollte ein sehr feines Netz zur Wand hin aufweisen. Hier ist das kritische Gebiet mit sehr engen Spalten des Schersteges zu berücksichtigen. Der Kreuzlochmischer dagegen hat auf der gesamten Kanaltiefe diagonal angeordnete Bohrungen. Hier sollte die komplette Schmelzedomäne gleichmäßig vernetzt werden. Bild 4-8 zeigt unterschiedliche Vernetzungs- und Verfeinerungsstrategien. Als sinnvoll und fast universell einsetzbar, hat sich dabei ein feines strukturiertes Netz mit Hexaederelementen und Verfeinerungen zum Schneckengrund und Zylinderwand erwiesen. Die Schmelzdomäne wird dabei aus bis zu 300.000 Elementen aufgebaut, wobei die Netzqualität mit $> 0,45$ angegeben wird.

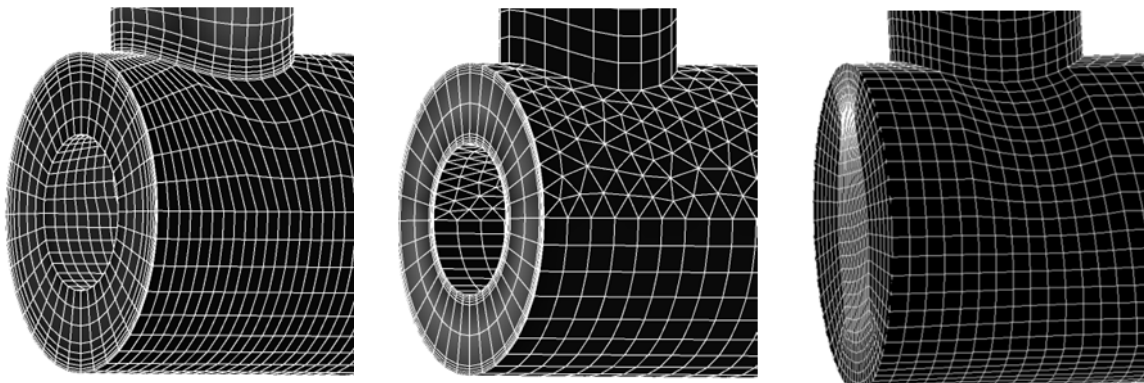


Bild 4-8 Vernetzungsstrategien der Schmelzedomäne

Referenzschnecke

Die Geometrie der Referenzschnecke (RS) wird aufgrund der Komplexität und einiger Bereiche mit scharfen Kanten mit Tetraeder-Elementen vernetzt. Um möglichst viele Elemente einzusparen, wurde die Geometrie in mehrere Flächen aufgeteilt.

Die Bereiche Steg und Schneckenspitze werden mit maximaler Elementgröße von 2 mm, der Schneckengrund mit maximal 4 mm vernetzt. Da der Bereich an der vorderen und hinteren Stegspitze anfänglich zu Problemen führte, wurde dieser Bereich nachträglich mit dem so genannten „Line-meshing“ vernetzt (Bild 4-9 rechts). Der Maschenabstand in der ersten Reihe am Stegauslauf beträgt dabei 0,6 mm. Mit diesen Einstellungen wurde eine Netzqualität von 0,3 bei etwa 240.000 Elementen erreicht.

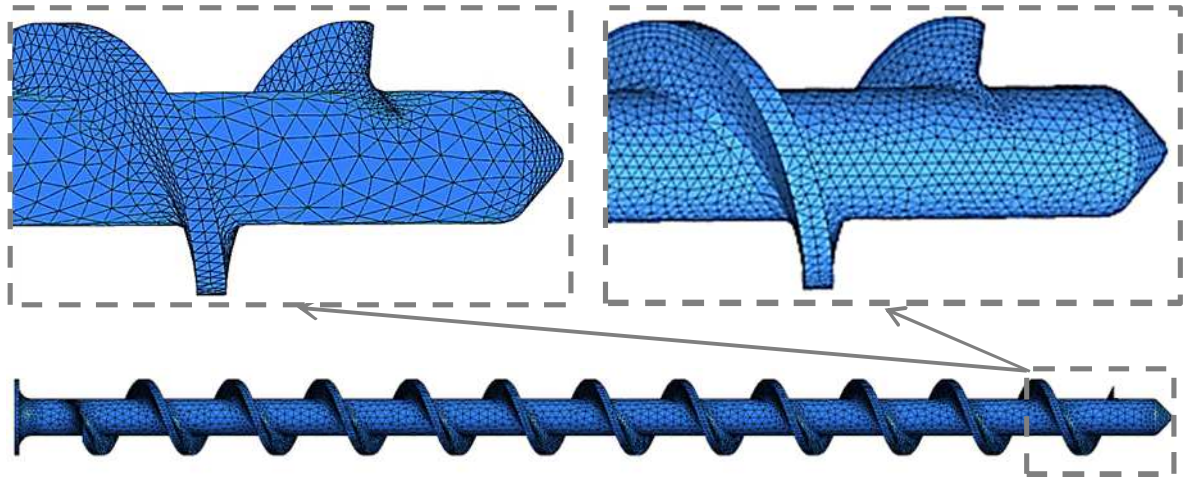


Bild 4-9 Vernetzung der Referenzschnecke

Kreuzlochmischer

Die Netzstruktur des Kreuzlochmischers ist im Grundaufbau an das Modell der Referenzschnecke angelehnt. Den Lochscheiben wurde im Preprocessing jedoch besondere Aufmerksamkeit geschenkt, sodass diese sehr fein mit einer Netzauflösung von maximal 1,2 mm vernetzt werden (Bild 4-10). Die Bereiche in der direkten Umgebung der einzelnen Querlöcher werden mit Elementen mit 0,75 mm diskretisiert. Daraus resultiert ein Modell mit ca. 490.000 Elementen und einer sehr guten Netzqualität von 0,3.

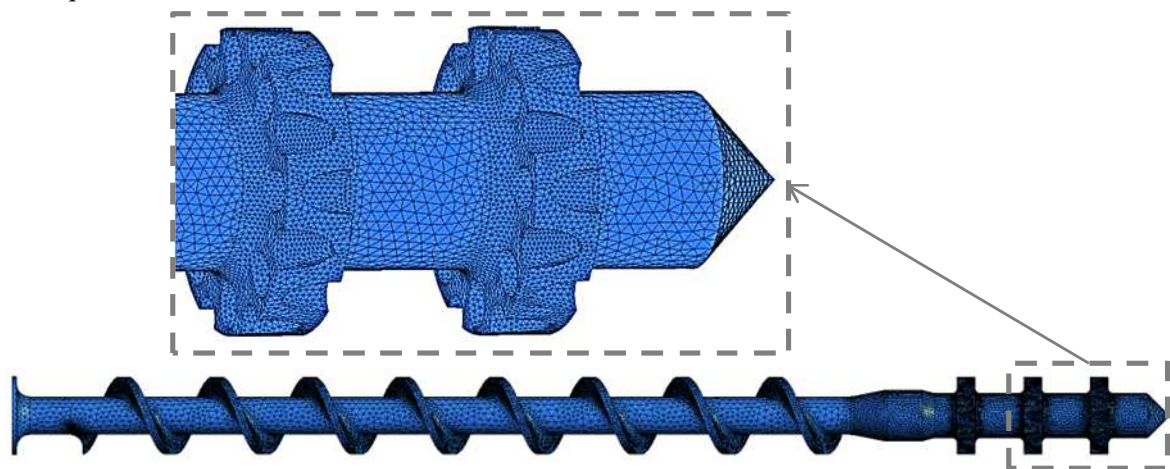


Bild 4-10 Vernetzung des Kreuzlochmischers

TMR

Anders als bei den bisher vorgestellten Schnecken besteht der TMR-Mischer aus zwei getrennten Elementen (Bild 4-11). Die einzelnen Bauteile werden unabhängig voneinander vernetzt und anschließend in Polyflow zusammengefügt. Für eine robuste Vernetzung der Hülse und der halbkugelförmigen Kavitäten werden 390.000 Elemente benötigt (Qualität von 0,35). Der Maschenabstand beträgt hierbei maximal 1,5 mm.

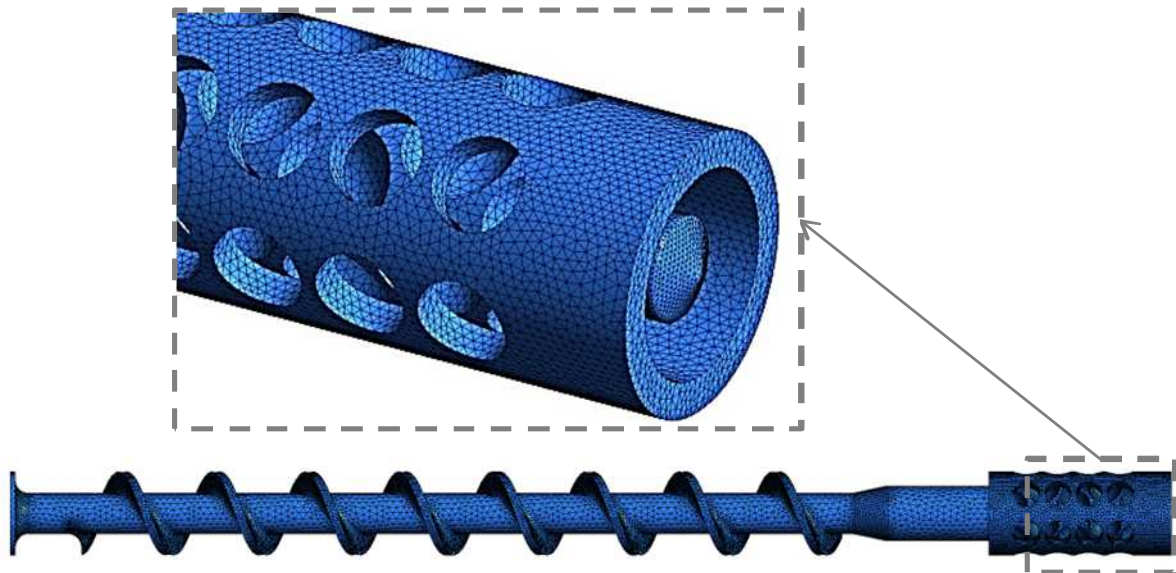


Bild 4-11 Vernetzung des TMR

N-Mischer

Das Hauptmerkmal des N-Mischers sind die drei zusätzlichen Scherstege (Bild 4-12). Diese erfordern sowohl von der Schmelzedomäne als auch vom Festkörper eine sehr feine Vernetzung. Der Leckspalt zwischen dem Schersteg und dem Zylinder beträgt 0,7 mm. Diese Höhe wird in der Schmelze mit nur einem Element abgebildet. Die Scherstege werden mit einer minimalen Maschenhöhe von 0,3 mm vernetzt. Der maximale Maschenabstand am Steg beträgt 1,5 mm. Mit einer sehr hohen Anzahl an Elementen (510.000) wurde hier eine akzeptable Vernetzungsqualität von 0,2 erzielt.

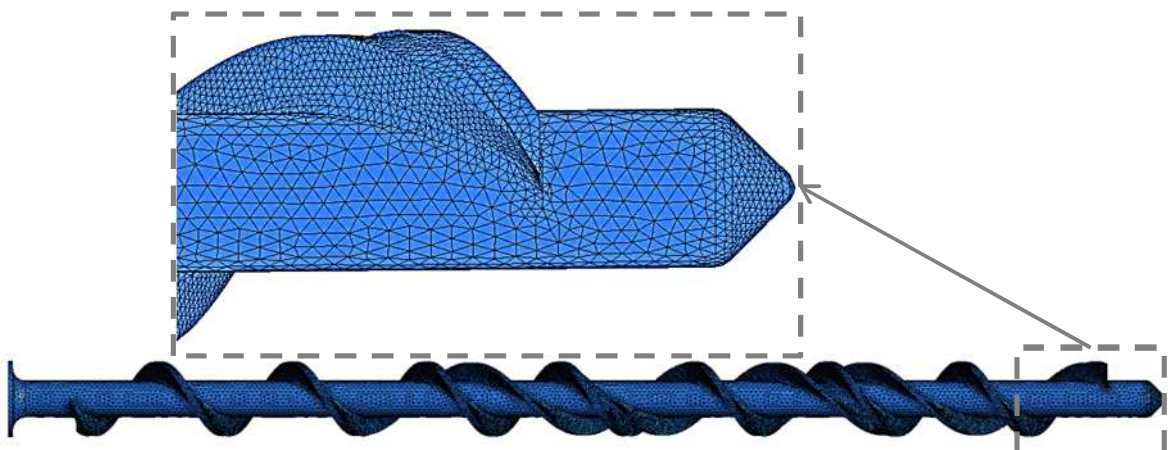


Bild 4-12 Vernetzung des N-Mischers

Zusammenfassung

Folgende Tabelle fasst die Arten und die Anzahl der Elemente, sowie auch die erreichte Qualität der Vernetzung aller Modelle zusammen.

		Elementen Type	Max. Anzahl der Elemente	Qualität der Vernetzung
Schmelze		Hexaeder	300.000	0.45
Referenzschnecke		Tetraeder + Prismen	240.000	0.3
Kreuzloch		Tetraeder + Prismen	490.000	0.3
N-Mischer		Tetraeder	510.000	0.2
TMR	Hülse	Tetraeder	110.000	0.35
	Schnecke	Tetraeder + Prismen	280.000	0.3

Tabelle 4.1 **Übersicht über die Vernetzung und Netz-Qualität der simulierten Mischelemente**

Definition des rotierenden Teils (Schnecke)

Polyflow beinhaltet eine Methode zur Simulation eines rotierenden Festkörpers in einer Fluiddomäne. Bei der „Mesh Superposition Technique“ (MST) werden Festkörpernetze in die Schmelzernetze projiziert, wodurch die Modellierung einer Interaktion ermöglicht wird (Bild 4-13). Bei der vorliegenden stationären Betrachtung liegt der Vorteil der MST gegenüber einer auf Randbedingungen basierenden Lösung in dem reduzierten Aufwand der Modellerstellung. Dies zeigt sich, wenn die Komplexität der reinen Schmelzegeometrie ohne den Einsatz der MST betrachtet wird. Aus dem Modell der Schmelze müsste der Anteil der Schneckengeometrie entfernt werden. Die Vernetzung wäre nur über Tetraeder-Elemente möglich und würde mit der Zuweisung der Flächenreservierungen für die Randbedingungen einen sehr viel höheren Aufwand bedeuten. Wie in [Co08] beschrieben, muss dabei eine Änderung der Geometrie in Folge dieser Projektion in Kauf genommen werden.

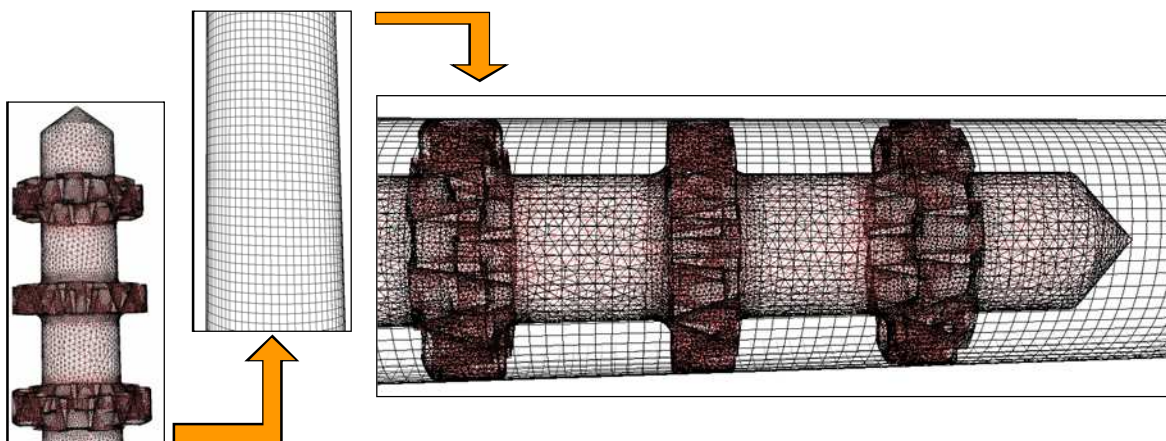


Bild 4-13 **Beispiel für die Mesh Superposition Technique (MST)**

4.4 Ergebnisdarstellung und Verifikation

Im Folgenden werden die Simulationsergebnisse vorgestellt. Dazu werden die einzelnen Mischelemente bei unterschiedlichen Betriebspunkten beleuchtet. Zusätzlich werden die Ergebnisse mit den praktischen Versuchen verglichen.

4.4.1 Druckverhalten

Einschränkungen bei der Validierung der Berechnungsergebnisse

Die Gegenüberstellung der Werte aus dem Versuch und der Simulation ist aufgrund der unterschiedlichen Informationsgehalte nur in eingeschränkter Form möglich. Die Einschränkungen sollen exemplarisch anhand des N-Mischers erläutert werden. Bild 4-14 zeigt den berechneten Druck bei 100 U/min und 50 kg/h Massedurchsatz (LD-PE 3010D) in einer Schnittdarstellung. Der Querschnitt zeigt exakt die Position des mittleren Drucksensors an, sodass die Werte direkt miteinander verglichen werden können. Wie bereits erläutert, wird bei den Drucksensoren, die entlang einer Schnecke angebracht sind, ein variierender Druck gemessen. Abhängig von der aktuellen Position der Schnecke kann bei dem N-Mischer der gemessene Druck in unterschiedlichen Schmelzonen und an drei Schneckenstegen gemessen werden. Das Druckverhalten an diesen Stellen ist völlig unterschiedlich. Für eine genaue Zuordnung des gemessenen Druckes zu einer Schneckenposition wäre eine relativ hohe Messfrequenz notwendig. Um einen 4 mm breiten Schneckensteg bei ca. 110 mm Schneckenumfang ($d=35$ mm) zu erfassen, wären mindestens 28 Messungen pro Umdrehung, also z. B. 280 Messungen pro Sekunde bei 600 U/min notwendig. Solche hochfrequenten Druckmessungen sind zwar in anderen Kunststoffverarbeitungsverfahren üblich (Spritzgießtechnik) werden allerdings in der Extrusion nur selten gebraucht. Einen Anwendungsfall stellt z. B. die Ermittlung von Druckprofilen quer zum Strömungskanal dar [Ang09]. Der hier vorgestellte Versuchsaufbau bietet jedoch diese Möglichkeit nicht.

Die Simulation dagegen erlaubt eine ganzheitliche Betrachtung des Druckes an jeder Position über den gesamten Schneckenumfang und die gesamte Schneckenlänge. Die berechneten Werte variieren in dem dargestellten Beispiel auf dem Umfang zwischen 12 und 28 bar. Diese können, im Gegensatz zu den Messwerten, eindeutig zugeordnet werden. Die gemessenen Werte schwanken zwischen 8 und 35 bar, wobei hier nicht zwischen Steg und Schmelze unterschieden werden kann. Damit ist eine Validierung der Ergebnisse zwar bedingt möglich, der direkte quantitative Vergleich zwischen aufgenommenen und berechneten Werten sollte jedoch stets mit den beschriebenen Einschränkungen durchgeführt werden.

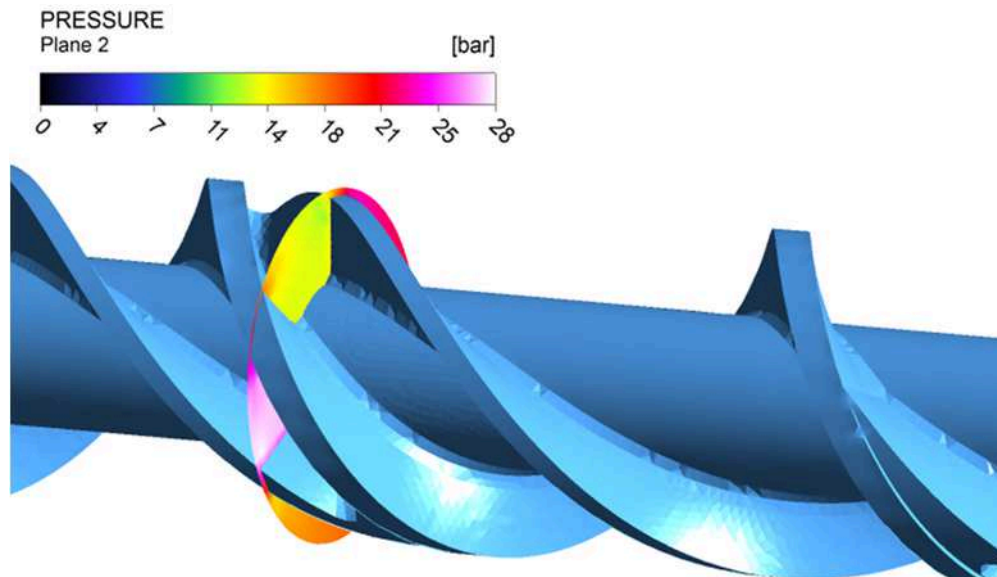


Bild 4-14 Simulierter Druckverlauf des N-Mischers bei 100 U/min und 50 kg/h Durchsatz

Referenzschnecke

Die Auswertung der Versuche mit der Referenzschnecke ohne Gegendruck zeigt für den kompletten Drehzahlbereich Drücke, die gegen Null tendieren. Das kann auf eine Teilfüllung der Schneckengänge zurückgeführt werden. Erfahrungsgemäß ist es schwierig solche Bereiche durch die Simulation richtig abzubilden. Diese führen oft zu unplausiblen Druckgradienten und Rechenabbrüchen [Szö09b]. Der Volumenstrom einer reellen Teilfüllung muss in der Simulation auf die ganze Schmelzedomäne umgerechnet werden. Es wird vermutet, dass diese Situation zu Fehlern in der Massenerhaltung führt und somit nicht richtig abgebildet werden kann. So weisen z. B. einige der durchgeführten Rechnungen an der Stelle des mittleren Drucksensors Werte um den Nullwert auf, für die Bereiche am Schneckeneinlass werden allerdings auch Werte kleiner Null berechnet. Diese Situation trifft vor allem bei kleinen spezifischen Durchsätzen in Verbindung mit hohen Drehzahlen und ungedrosseltem Zustand zu. Solche Berechnungen werden von der Auswertung ausgeschlossen. Werden die Simulationen ordnungsgemäß durchgeführt, reichen die simulierten Drücke an der Stelle des Drucksensors von 0,7 bis 6 bar bei 100 U/min bzw. 2,6 bis 12 bar bei 600 U/min.

Für die Validierung der Referenzschnecke sollen im Folgenden die Berechnungen und Messungen mit der installierten Druckdrossel gegenübergestellt werden. Hierfür wurden Betriebspunkte zwischen 100 und 600 U/min beim spezifischen Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D) und einem konstanten Gegendruck von 50 bar beleuchtet (Bild 4-15). Abgebildet werden, wie zuvor auch, die Werte an der Position des mittleren Drucksensors. Der Kurvenverlauf aus der Simulation zeigt neben den Mittelwerten die über den Schneckenumfang verteilten maximalen und minimalen Werte an. Die Maxima werden vor der aktiven, die Minima direkt an der passiven Flanke ermittelt. Zu sehen ist eine sehr gute Übereinstimmung der Simulation mit dem Versuch.

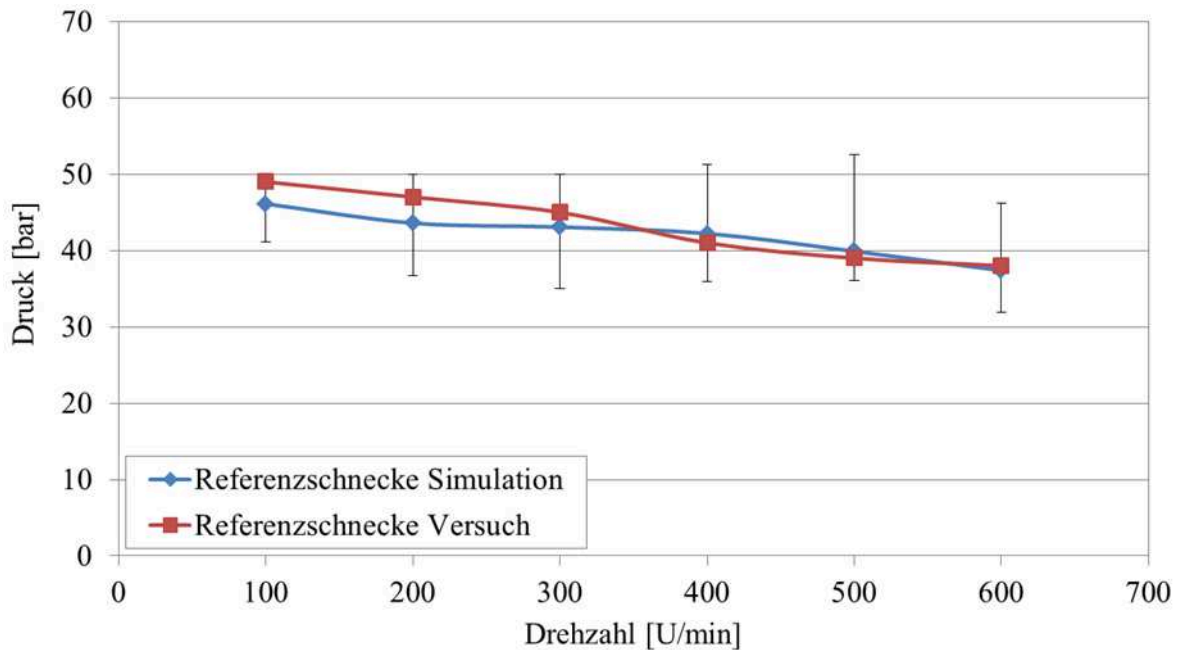


Bild 4-15 Vergleich zwischen simulierten und gemessenen Drücken für die Referenzschnecke in der Extrudermitte (spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, mit Gegen-
druck)

Wird der Druck entlang der Schnecke betrachtet (Bild 4-16), ist für alle Drehzahlen ein Druckaufbau erkennbar. Dieser steigt mit zunehmender Drehzahl und Durchsatz an, was die Beobachtungen aus dem Versuch widerspiegelt. Der Druckgradient zwischen zwei Schneckenstegen wird mit höherer Drehzahl ebenfalls größer.

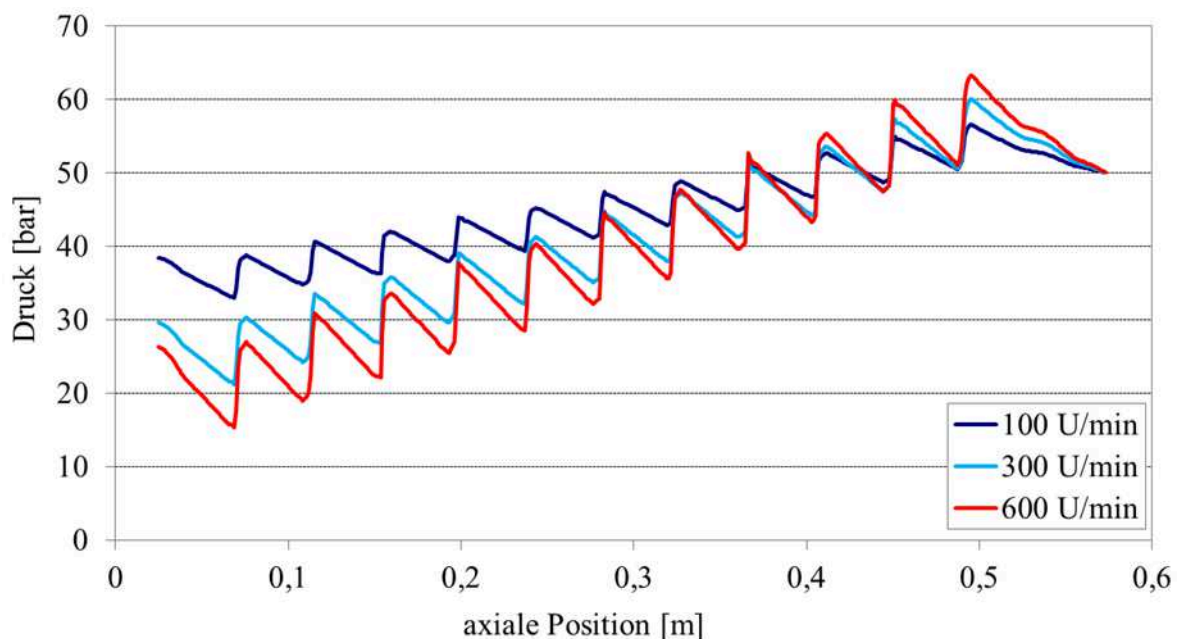


Bild 4-16 Berechneter Druckverlauf entlang der Referenzschnecke (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, mit konstantem Gegendruck von 50 bar)

N-Mischer

Die gemessenen und berechneten Drücke des N-Mischers und die über den äußeren Umfang der Schmelze berechneten Spannweiten werden in Bild 4-17 gegenübergestellt. Die Abbildung zeigt die gleichen Betriebspunkte wie bei der Referenzschnecke, allerdings für einen ungedrosselten Zustand. Es wird deutlich, dass der berechnete Druck für alle Drehzahlen unter dem gemessenen liegt. Zudem zeigen die simulierten Werte relativ große Druckunterschiede zwischen den einzelnen Schmelzebereichen. Ob diese realitätsnah abgebildet werden, kann nicht direkt aus den Versuchsdaten abgeleitet werden. Diese könnten auch aus der relativ groben Netzauflösung der Schmelze im Bereich des Scherstegspaltes resultieren. Ein optimiertes Netz in diesem kritischen Bereich könnte zu besserer Abbildung des Fließwiderstandes und somit zu genaueren Berechnung führen.

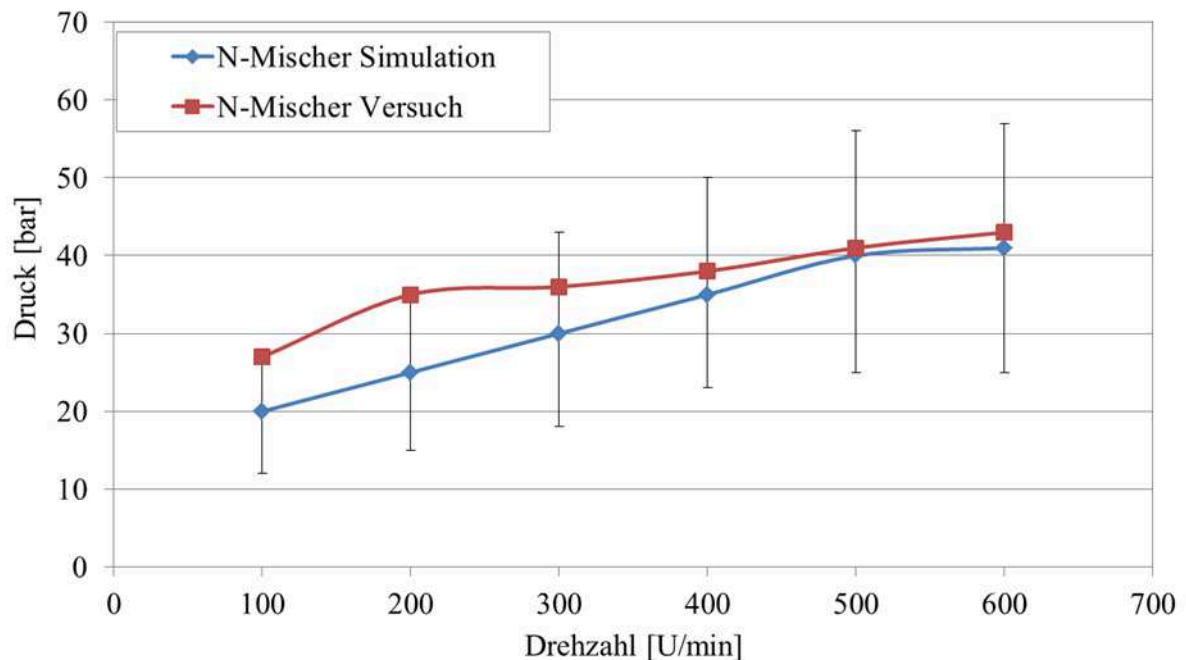


Bild 4-17 Vergleich zwischen den simulierten und gemessenen Drücken für den N-Mischer in der Extrudermitte (spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegen-
druck)

Die großen Druckdifferenzen der unterschiedlichen Schmelzezonen vor und hinter dem Schersteg werden in einer Darstellung längs der Schnecke in Bild 4-18 verdeutlicht. Abgebildet werden drei Drehzahlen bei sonst identischen Betriebsparametern. Der erste Schersteg beginnt bei der axialen Position von etwa 0,2 m. Von dort an sind abwechselnd unterschiedliche Schmelzebereiche zu sehen, die durch den Schersteg geteilt werden. Für die Zonen an der aktiven Flanke des Scherstegs werden die größten, an der passiven Flanke die kleinsten Drücke berechnet.

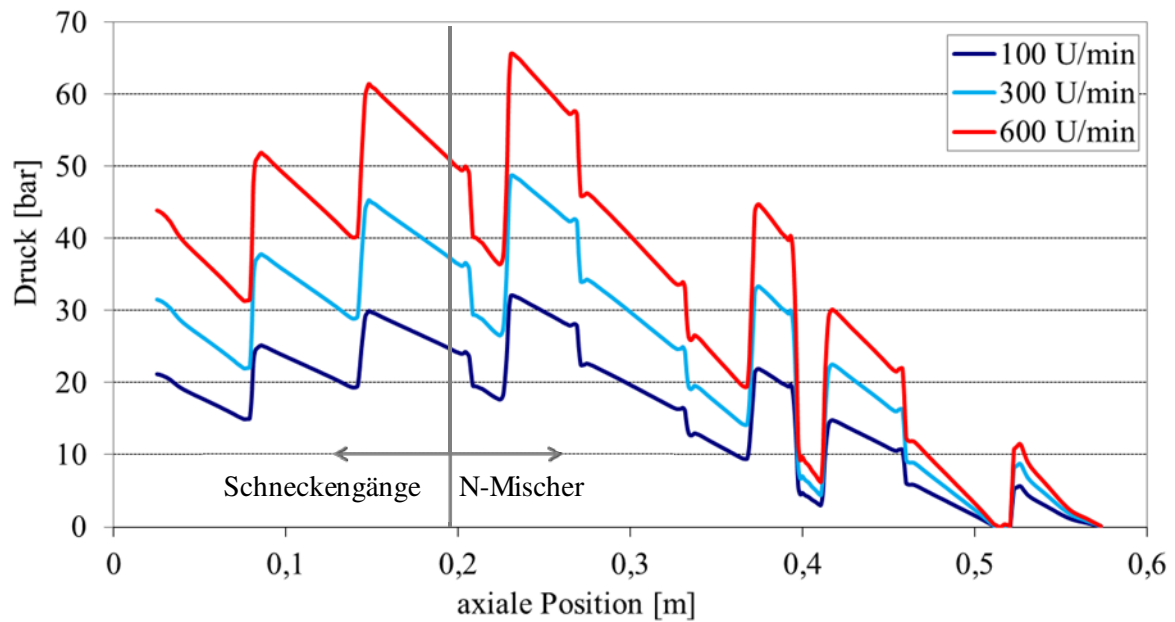


Bild 4-18 Berechneter Druckverlauf entlang der Schnecke mit dem N-Mischer (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck)

Kreuzlochmischer

Bild 4-19 zeigt die Unterschiede zwischen den gemessenen und berechneten Drücken eines Kreuzlochmischers. Die berechneten Werte liegen tendenziell über den gemessenen. Trotz unterschiedlicher Netzvarianten und Verfeinerungsstufen sind die Druckunterschiede teilweise recht hoch (bis zu 20 bar). Es wird vermutet, dass die Diskretisierung der Schmelze im Bereich der Lochscheiben nicht ausreicht um hier den Druck realitätsnah zu berechnen. An dieser Stelle wäre eine weitere Verfeinerung des Schmelzenetzes vom Vorteil.

Eine weitere Quelle für Berechnungsabweichungen stellt der Leckspalt dar. Dieser wird in der Simulation nicht berücksichtigt. Die Modellierung der Leckströmung würde zu weiterer Absenkung der Strömungswiderstände und somit zu niedrigeren berechneten Drücken führen.

Wird der Druck entlang der Schneckenlänge aufgetragen, so kann die Schnecke mit dem Kreuzlochmischer grob in zwei Bereiche unterteilt werden (Bild 4-20). Die Schnecke selbst baut kontinuierlich Druck auf. Dieser wird anschließend in den einzelnen Lochscheiben stufenweise abgebaut. Bei dem Vergleich unterschiedlicher Drehzahlen zeigen die Betriebspunkte bei 100 und 300 U/min ähnliche Verläufe. Auffallend ist der überproportional hohe Druckanstieg bei der höchsten Drehzahl (600 U/min).

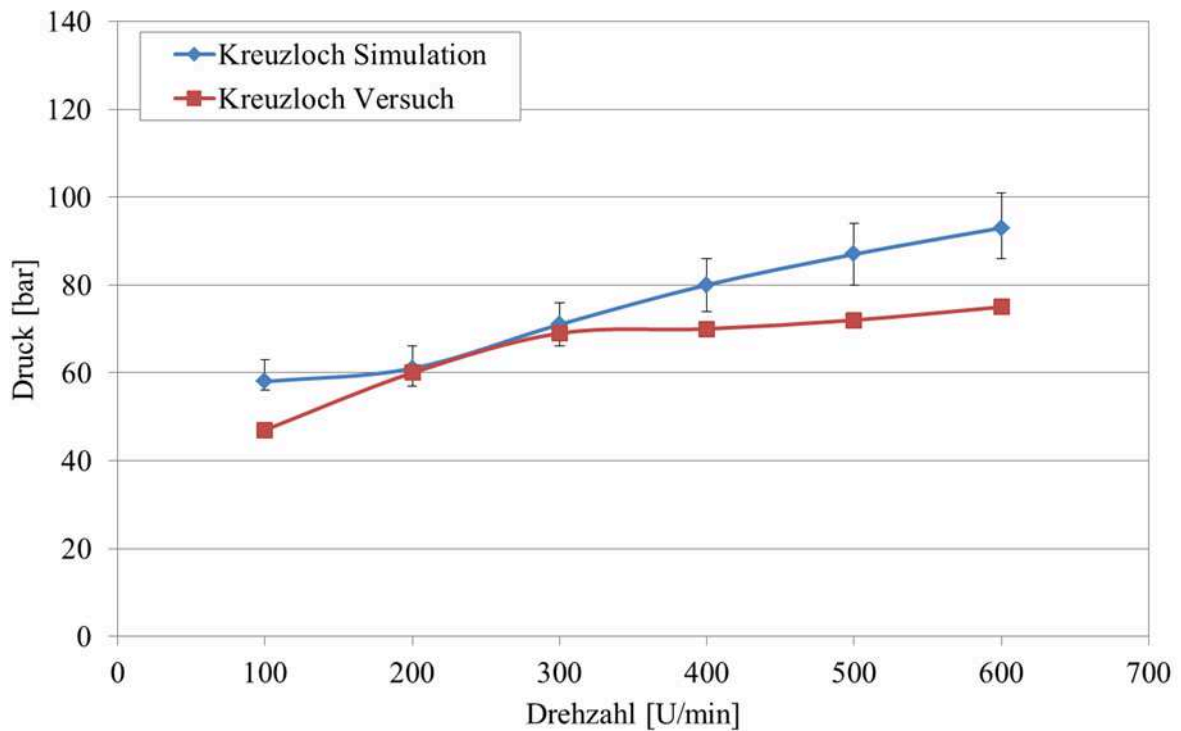


Bild 4-19 Vergleich zwischen den simulierten und gemessenen Drücken für den Kreuzlochmischer in der Extrudermitte (spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck)

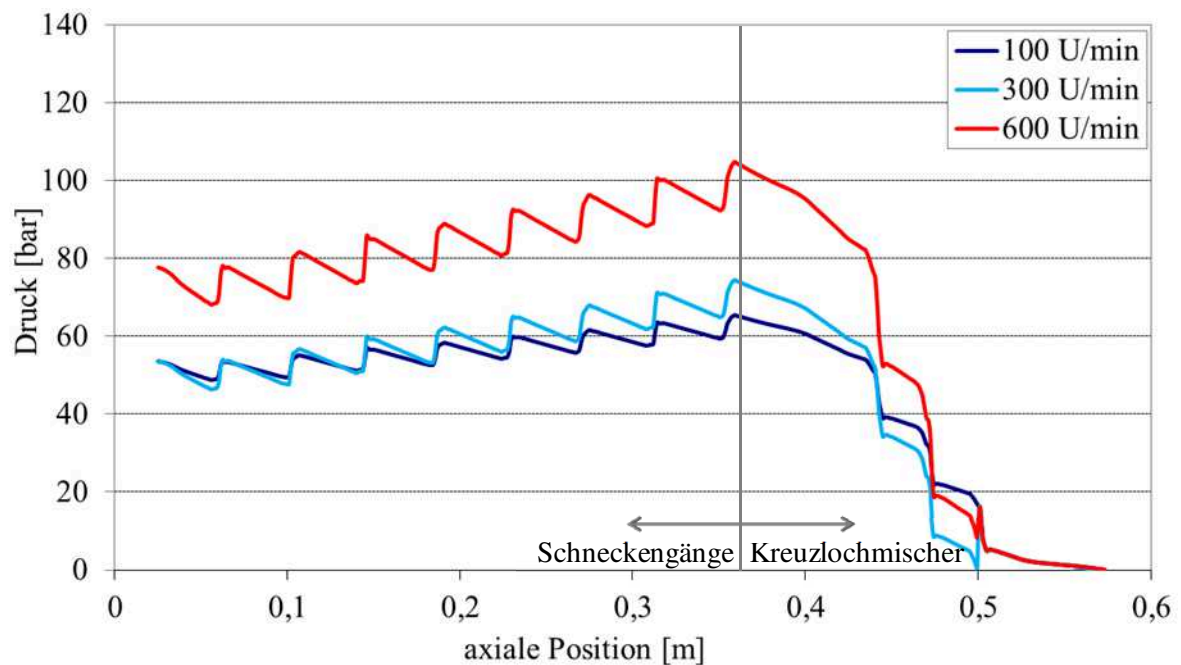


Bild 4-20 Berechneter Druckverlauf entlang der Schnecke mit dem Kreuzlochmischer (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck)

TMR

Bei dem TMR-Mischer sind die simulierten Drücke kleiner als im Versuch (Bild 4-21). Das liegt an der starr definierten Position der Hülse. Diese wurde so angeordnet, dass die Überlagerung zwischen Schneckenkavität und Hülse einen möglichst kleinen Fließwiderstand produziert. Wird in der Praxis die Hülse durch die Schleppwirkung der Schmelze mitgerissen, so entstehen ständig neue Fließverhältnisse zwischen der Hülse und der Schnecke. Dies führt zu höheren Drücken als in der Simulation berechnet. Da die Geschwindigkeit der Hülse unbekannt ist und auch nicht ohne Weiteres aus der Schleppwirkung der Schmelze auf die Hülse berechnet werden kann, wird im weiteren Verlauf der Arbeit die dargestellte Vereinfachung benutzt.

Das Druckverhalten in die Schneckenlängsrichtung ähnelt bei dem TMR den bereits beschriebenen Verläufen des Kreuzlochmischers. Der Bereich der Schneckenstege baut Druck auf, der anschließend in dem TMR-Stück abgebaut wird. Mit höherer Drehzahl wird ein konstanter Anstieg der Druckniveaus beobachtet (Bild 4-22).

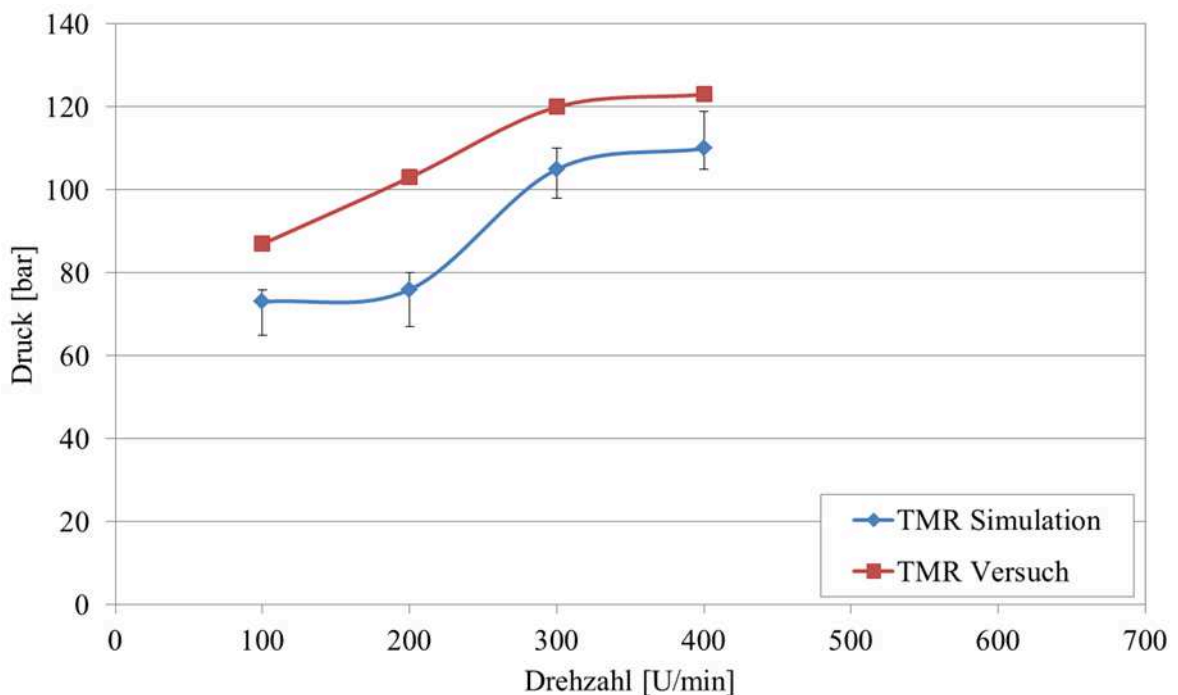


Bild 4-21 Vergleich zwischen den simulierten und gemessenen Drücken für den TMR-Mischer in der Extrudermitte (spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegen-
druck)

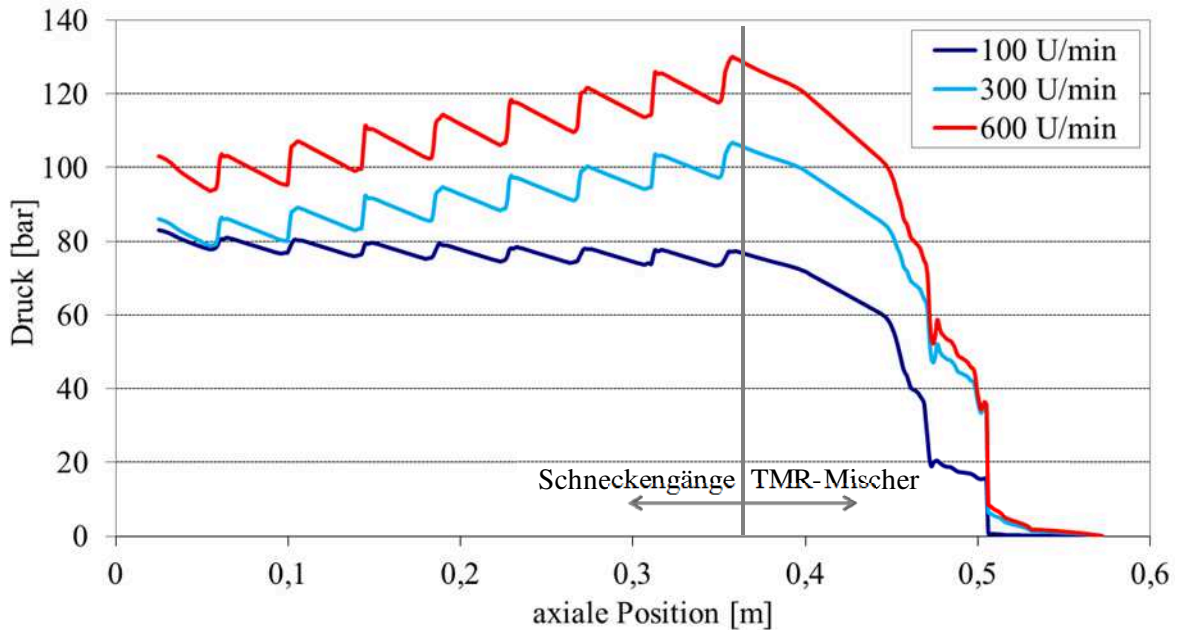


Bild 4-22 Berechneter Druckverlauf entlang der Schnecke mit dem TMR-Mischer (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck)

4.4.2 Temperatur

Im Gegensatz zu der punktuellen Messung des Druckes wird die Messung der Schmelztemperaturen in den praktischen Versuchen durch die thermografische Aufnahme des gesamten Querschnitts am Extruderausgang ergänzt. Die so aufgenommenen Daten können mit den berechneten Profilen verglichen werden. Bei der Gegenüberstellung und Validierung der Ergebnisse sollten jedoch einige Vereinfachungen in der Simulation bedacht werden, die nachfolgend vorgestellt werden.

Methoden zur Berechnung des Temperaturmittelwertes

Aufgrund der bereits beschriebenen Einschränkung bei der Auswertung thermografischer Aufnahmen werden im Folgenden bei der Darstellung der mittleren Temperaturen die flächenbezogenen Werte gegenübergestellt. Welche Unterschiede aus der volumenstrom- und flächenbezogenen Berechnung (Kapitel 3.3.1) resultieren, soll anhand der Simulationsergebnisse beispielhaft dargestellt werden.

In der FE-Berechnung kann zu jedem Knoten sowohl eine Schmelztemperatur als auch eine Strömungsgeschwindigkeit und Fläche zugeordnet werden. Damit werden lokale Beziehungen zwischen dem Volumenstrom und der Temperatur und schließlich eine kalorische Mittelwertbildung der Temperaturen möglich. Bild 4-23 zeigt für die Referenzschnecke und den N-Mischer den mittleren Temperaturanstieg in der Schmelze bei unterschiedlichen Betriebspunkten. Die Werte werden für einen Querschnitt am Extruderausgang mit jeweils 730 Temperaturwerten gemittelt. Die volumenstromgewichteten Mittelwerte fallen dabei immer höher aus als die flächengewichteten. Das

liegt an den höheren Strömungsgeschwindigkeiten der Schmelze in der Mitte, wo auch die höheren Temperaturen herrschen.

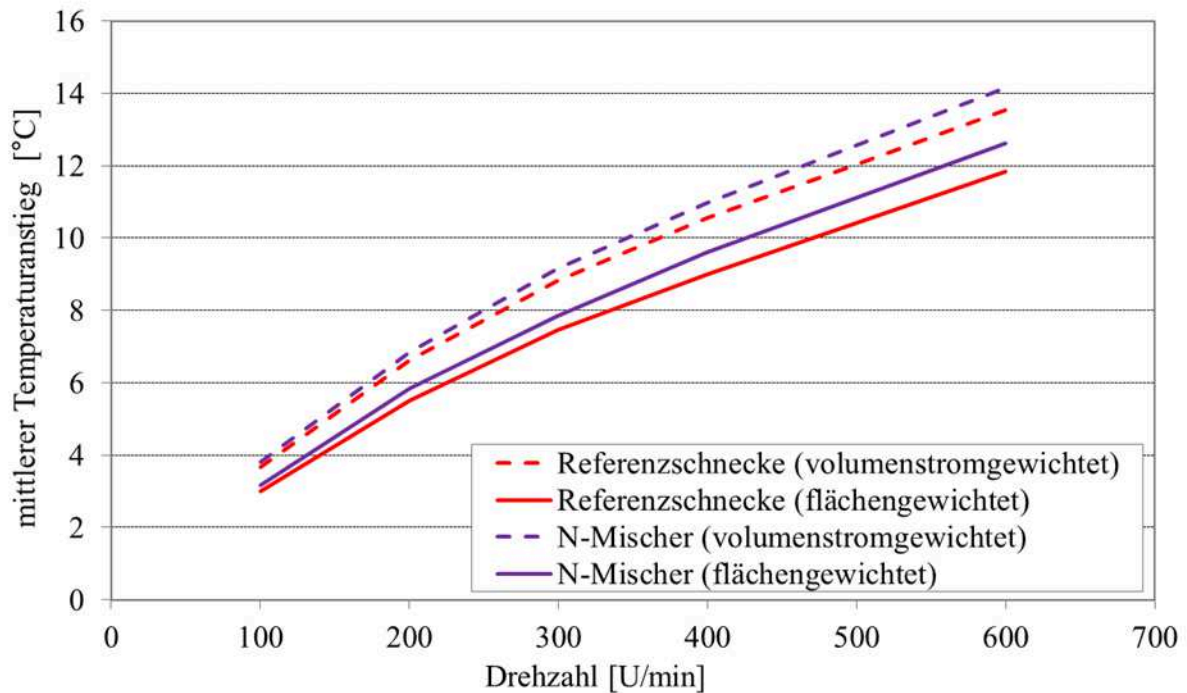


Bild 4-23 Gegenüberstellung der Berechnungsmethoden der mittleren Temperatur

Thermische Randbedingung am Innenzylinder

Die Berechnung der Schmelztemperatur ist mit der thermischen Randbedingung an der Innenwand des Zylinders verknüpft, welche nur vereinfacht abgebildet werden kann (siehe Kapitel 4.1). Den Referenzfall stellt hier die Simulation des adiabaten Zustands dar. Wird die Innenwand des Zylinders als isoliert betrachtet, wird die eingebrachte dissipative Leistung vollständig ohne Wärmeabfuhr nach außen berechnet. Da die Wärmeleitung zwischen Schmelze und Zylinder nicht berücksichtigt wird, führt diese Betrachtungsweise zu relativ hohen berechneten Temperaturen. Mit höheren Drehzahlen dominiert jedoch die Dissipationsleistung die Wärmeentwicklung in dem Extruder und der Einfluss der Wärmeleitung zu Zylinderwand hin nimmt ab. Somit nähert sich der reelle Zustand dem adiabaten Fall an.

Ist ein stationärer Betriebszustand erreicht, stellt sich ein thermisches Gleichgewicht ein, welches einen konstanten Wärmestrom zwischen Zylinder und der Schmelze in wandnahen Bereichen voraussetzt (siehe Kapitel 4.1). Soll die Randbedingung an der Zylinderwand realitätsnah abgebildet werden, wird die Höhe des Wärmestromes (Gl. 4.2) oder vereinfacht der daraus resultierenden Wandtemperatur benötigt. Beide Größen können jedoch nur durch Versuche ermittelt werden und sind auf andere Betriebspunkte, Rohstoffe oder Schnecken nicht übertragbar.

Bild 4-24 zeigt den Einfluss der Randbedingungen an der Zylinderinnenwand auf die Schmelztemperaturberechnung. Dargestellt werden die radialen Temperaturprofile an der Extruderspitze

zwischen der Schmelzemitte (0 m) und Zylinderwand (0,014 m). Es wird zu jeder Berechnung exemplarisch nur ein Linienprofil ausgewertet. Dieses gibt nicht exakt das Gesamtaustrittsprofil wieder, da die berechneten Temperaturen über den Umfang nicht als konstant angenommen werden können. Berechnet wurde jeweils der gleiche Betriebspunkt von 300 kg/h (600 U/min) bei unterschiedlichen thermischen Randbedingungen. Neben der adiabaten Berechnung wurden die Zylindertemperatur und die Wärmestromdichte variiert.

Auffallend ist zunächst mal der geringe Einfluss der Einstellungen auf die Temperatur in der Strangmitte. Der berechnete Unterschied beträgt hier maximal 2 °C. Das ist auf die kurzen Verweilzeiten der Schmelze im System zurückzuführen. Wird die gleiche Gegenüberstellung bei 50 kg/h (100 U/min) durchgeführt, ändern sich die Temperaturen in der Strangmitte um maximal 6 °C. Die Schmelze verweilt hier länger in System und kann durch die Wandtemperatur thermisch stärker beeinflusst werden.

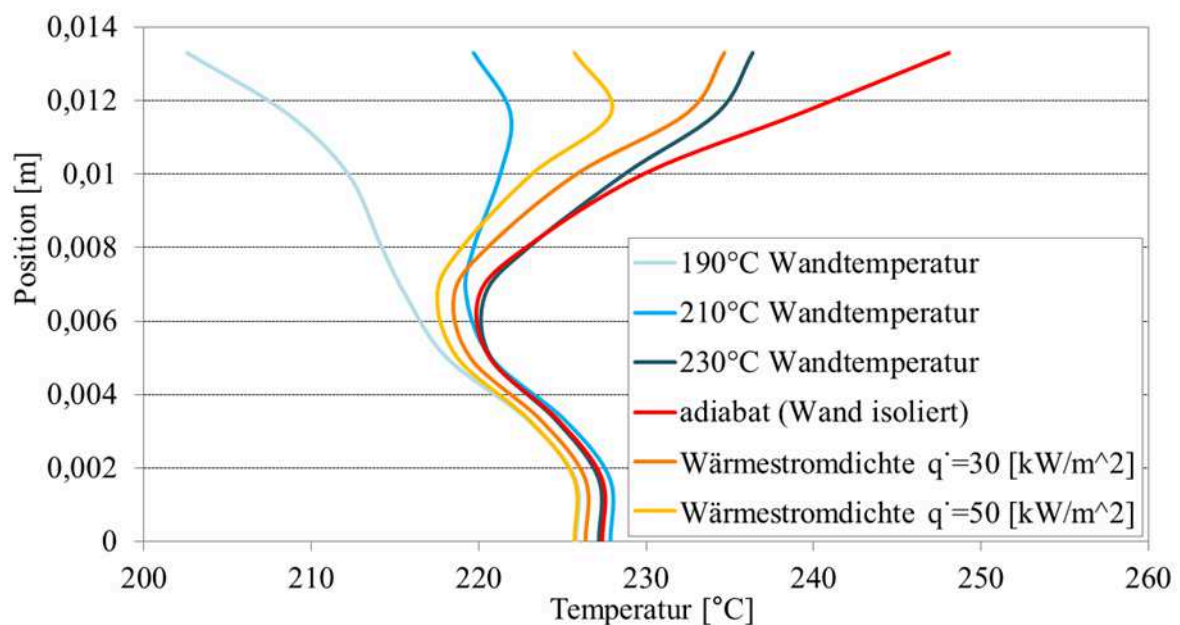


Bild 4-24 Einfluss der thermischen Randbedingung auf die berechnete Temperaturentwicklung in der Schmelze (600 U/min, 300 kg/h, LD-PE 3010D)

Von der Strangmitte nach außen nimmt, wie erwartet, der Einfluss der Randbedingung stark zu. Die minimale Schmelztemperatur wird etwa bei einer Höhe von $R/2$ beobachtet. Das bestätigen auch die thermografischen Aufnahmen bei diesem Betriebspunkt. Von dort an gehen die berechneten Temperaturen stark auseinander. Ausgehend von dem adiabaten Fall kann für alle Einstellungen eine Temperaturabsenkung in der Schmelze beobachtet werden.

Sollen die Werte quantitativ miteinander verglichen werden, so muss, ähnlich wie bei den Drücken, die Temperatur über den gesamten Umfang betrachtet werden, da sowohl die gemessenen als auch berechneten Werte stark streuen. Während z. B. die im Versuch gemessenen Temperaturen an der

Zylinderwand etwa 220-230 °C betragen, liegen die berechneten Temperaturen im adiabaten Fall bei 240-261 °C und bei 190 °C Wandtemperatur bei 190-213 °C (Bild 4-25).

Durch diesen Vergleich wird verdeutlicht, dass sowohl die punktuelle Messwerterfassung im Experiment als auch die Einzelwertbetrachtung aus der Berechnung unvollständige und teilweise irreführende Informationen zu dem thermischen Gesamtbild eines Systems liefern.

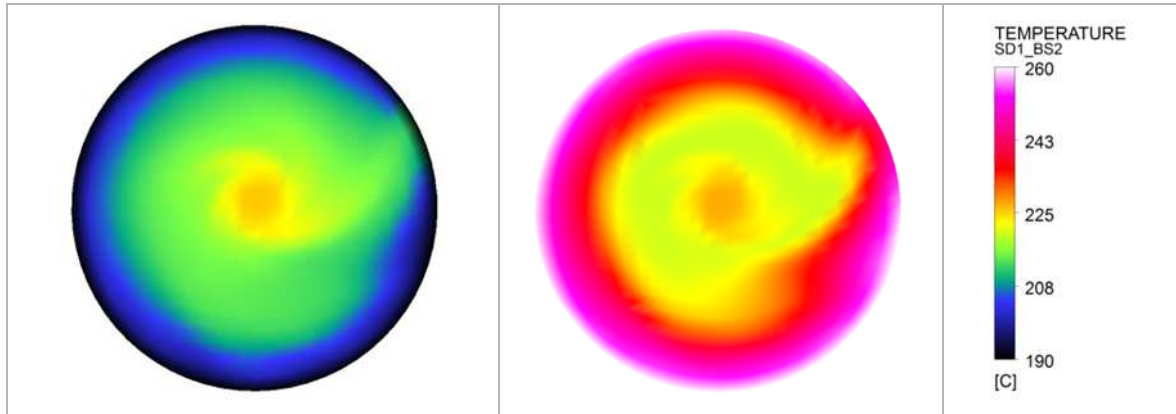


Bild 4-25 Inhomogene Verteilung der Schmelzetemperaturen am Extruderausgang, (links) 190 °C Wandtemperatur, (rechts) adiabater Fall

Für die folgende Auswertung werden die flächenbezogenen Temperaturmittelwerte am Extruderausgang ermittelt. Bild 4-26 zeigt eine Gegenüberstellung der Ergebnisse aller berechneten Varianten mit dem praktischen Versuch. Oben im Bild werden die auf die Mittelwerte bezogenen Temperaturunterschiede zwischen dem Ein- und Ausgangszustand, unten die Mittelwerte mit den dazugehörigen Minima und Maxima abgebildet. Bei dem Vergleich muss beachtet werden, dass am Systemeingang für die Simulation eine konstante Schmelzetemperatur von 206 °C vorausgesetzt wird. Dieser Wert entspricht dem mittleren gemessenen Wert aus dem Versuch. In den praktischen Versuchen wurde gerade für hohe Drehzahlen am Systemeingang ein Temperaturprofil mit Unterschieden von bis zu 30 °C gemessen. Die Eingabe von Temperaturprofilen am Systemeingang ist bei der Simulation jedoch nicht möglich.

Auch weitere relevante Einflussfaktoren, wie der Wärmetransport durch die Schnecke zum Antrieb hin oder die lokale Schmelzeerwärmung im Schneckenspiel werden bei der Berechnung nicht berücksichtigt und sollten hier als mögliche Einflussgrößen genannt werden.

Aus der untersuchten Auswahl bildet die Option mit 210 °C Zylindertemperatur das Systemverhalten sehr gut ab. Bei 230 °C Wandtemperatur werden bereits zu hohe Temperaturwerte berechnet. Bei der Auswertung der unterschiedlichen Varianten mit vorgegebenem Wärmestrom kann eine sehr gute Übereinstimmung der Messwerte mit der zweiten gewählten Option (30 kW/m²) festgestellt werden.

Werden in Bild 4-26 die Maxima und Minima betrachtet, so ist hier bei allen Varianten der Unterschied zwischen der Berechnung und Messung auffällig. Die Simulation weist grundsätzlich immer

kleinere Streubreiten auf, was möglicherweise auf die relativ geringe Auflösung der Ergebnisse (ca. 730 Knoten am Auslassquerschnitt) gegenüber der thermografischen Auswertung (20.000 Messwerte am Extrudatquerschnitt) zurückzuführen ist.

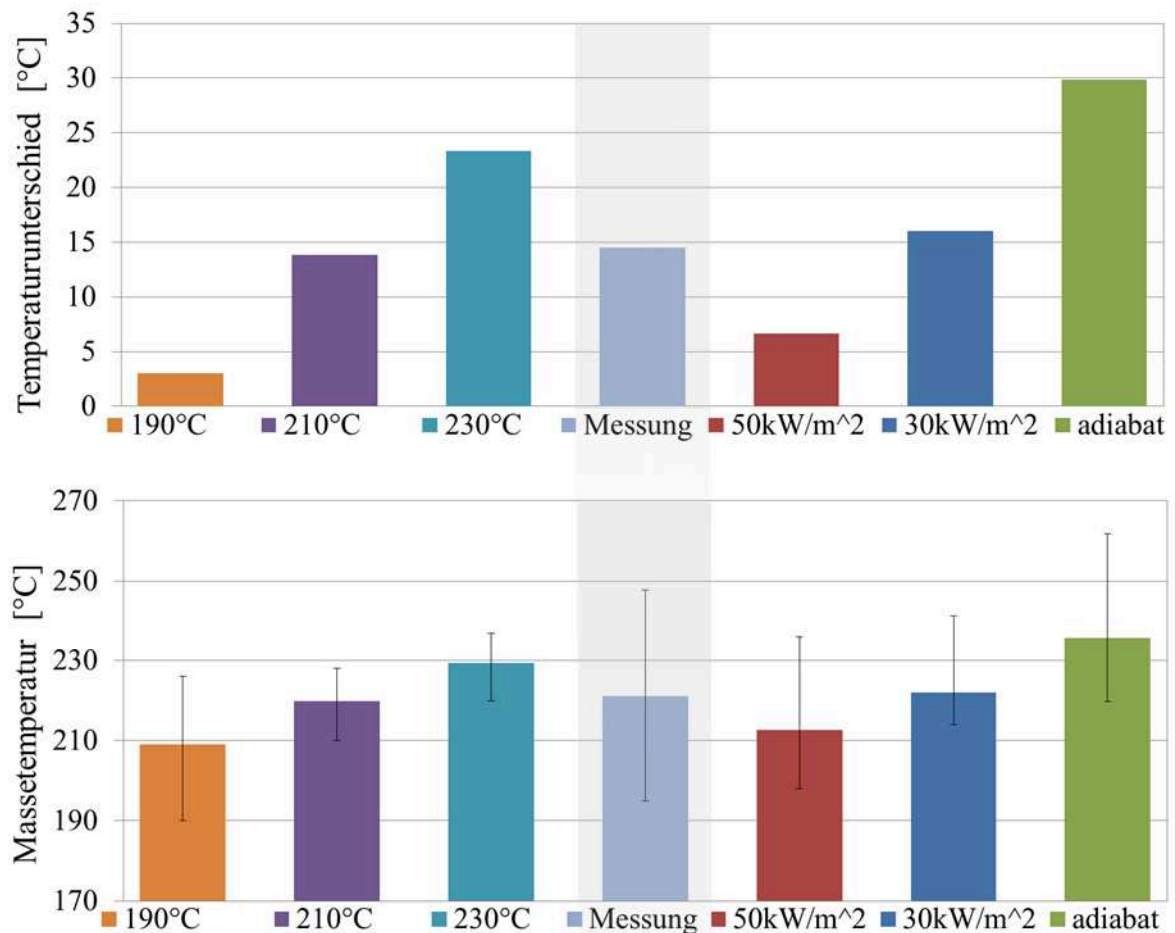


Bild 4-26 Relativer und absoluter Temperaturanstieg berechnet bei unterschiedlichen thermischen Randbedingungen für 600 U/min und 300 kg/h LD-PE 3010D

Die bisher dargestellten Ergebnisse beruhen auf der Eingabe von Randbedingungen, die ohne Bezug zu experimentellen Datensätzen getroffen worden sind. Diese bilden das Prozessverhalten zwar zufriedenstellend ab, müssen allerdings meist iterativ ermittelt werden.

Sind im Vorfeld der Berechnungen Verfahrensparameter aus den Versuchen bekannt, können diese in vereinfachter Form in die Simulation gepflegt werden. Die Einschränkung bei der Eingabe der Schmelztemperatur am Eingang auf einen Mittelwert wurde bereits erläutert. Analog gilt diese Bedingung auch für die Vorgabe der Temperatur an der Randfläche (oder des Wärmestroms) zwischen Zylinder und Schmelze. In der Realität herrschen entlang der Schnecke teilweise sehr stark variierende thermische Verhältnisse die zu unterschiedlichen Zylindertemperaturen führen. In der Simulation muss an dieser Stelle für die gesamte Schneckenlänge vereinfacht der Mittelwert eingegeben werden. Dieser kann in dem Versuch aus 4 relevanten Zylindertemperaturmessfühlern gebildet werden.

Exemplarisch sollen an dieser Stelle Simulationen vorgestellt werden, bei denen die Wandtemperaturen auf den Mittelwert der experimentell ermittelten Werte eingestellt worden sind. Bild 4-27 zeigt eine sehr gute Übereinstimmung zwischen der Berechnung und Messung für die Referenzschnecke. Dargestellt werden die mittleren Temperaturen und die ermittelten Minima und Maxima am Extruderausgang für drei unterschiedliche Durchsätze. Auffällig sind bei allen Berechnungen die bereits beschriebenen Abweichungen in den Streuweiten.

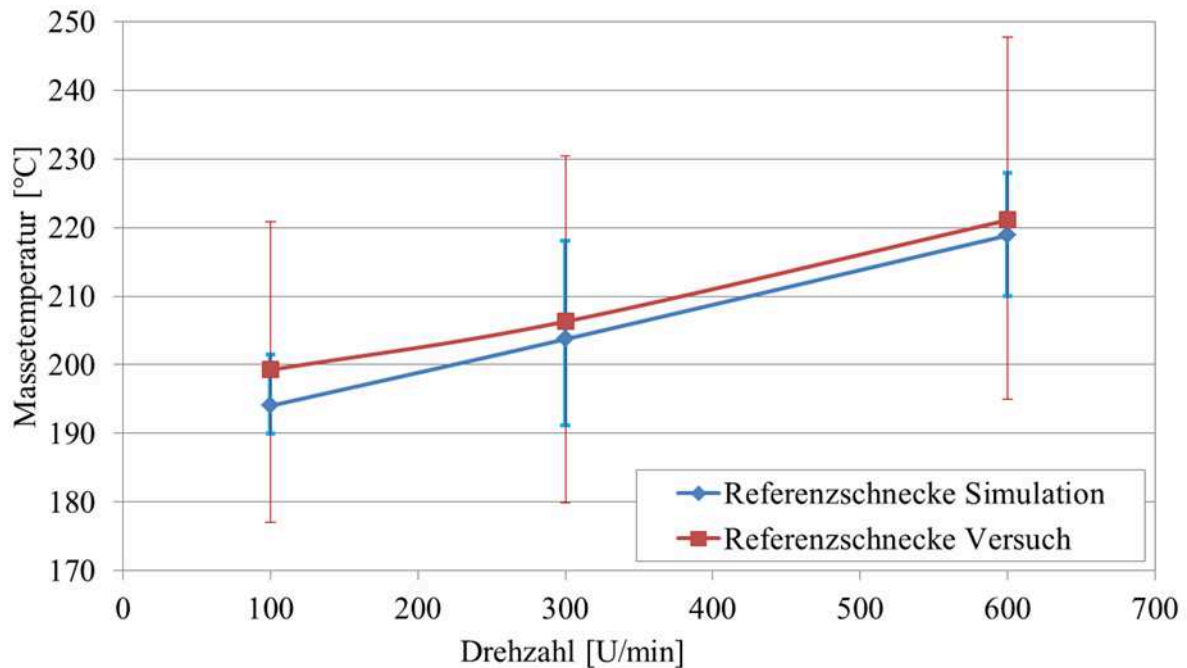


Bild 4-27 Vergleich der gemessenen und berechneten Temperaturen für die Referenzschnecke (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$, LD-PE 3010D)

Annahmen für die weitere Temperaturanalyse

Durch die Wahl der richtigen Randbedingungen an der Innenwand des Zylinders können die thermischen Gegebenheiten im System zufriedenstellend modelliert werden. Dies konnte exemplarisch nachgewiesen werden. Wie vorgestellt, erfordert die realitätsnahe Abbildung eine aufwendige, iterative Vorgehensweise und/oder vorhergehende praktische Versuche. Die so gewonnenen Berechnungsparameter sind auf andere Betriebspunkte oder Mischteile nicht übertragbar. Zudem können aufgrund unterschiedlicher Randbedingung die Berechnungen nicht mehr direkt miteinander verglichen werden. Da diese Methodik nicht praktikabel erscheint, wurde diese lediglich für die Validierung des Berechnungsmodells verwendet.

Im weiteren Verlauf der Arbeit wird auf umfangreichere Untersuchung der thermischen Randbedingungen verzichtet. Vielmehr werden für alle Betriebspunkte und Mischelemente konstante Eingangswerte eingestellt. Hier sind die grundsätzlichen Abhängigkeiten und Einflüsse und nicht die exakte Abbildung des Systems von Interesse. So wird zunächst einmal für alle Mischelemente der adiabate Fall beleuchtet. Bei anschließenden Vergleichen wird die Wandtemperatur auf konstante 190 °C gesetzt. Die Schmelzetemperatur am Eingang wird ebenfalls auf konstante 190 °C gesetzt.

Der adiabate Fall

Soll für unterschiedliche Mischelemente das Potenzial der geometriebedingten, dissipativen Erwärmung beurteilt werden, eignet sich dafür die Betrachtung des adiabaten Falls. Diese eliminiert die zusätzlichen externen Einflüsse auf die Temperaturberechnung und bietet somit ein objektives Maß [Elk11].

Bild 4-29 zeigt das grundsätzlich unterschiedliche thermische Verhalten der untersuchten Mischteile für den Betriebspunkt von 300 kg/h LD-PE 3010D. Dargestellt sind radiale Kurvenverläufe am Extruderausgang. Die Eintrittstemperatur in das System beträgt für alle Berechnungen 190 °C. Auffallend ist der über den Radius sehr gleichmäßige Temperaturanstieg bei dem TMR. Eine genauere Auswertung der Simulationsergebnisse zeigt vor dem Eintritt in den Mischer markante thermische Inhomogenitäten, die jedoch auf dem kurzen TMR-Stück durch intensive Schmelzeumschichtung in „wirbelähnlichen“ Strukturen auf eine gleichmäßige Temperatur gebracht werden (Bild 4-28). Alle Temperaturlängsschnitte, die das Mischverhalten bildlich veranschaulichen, können dem Anhang entnommen werden.

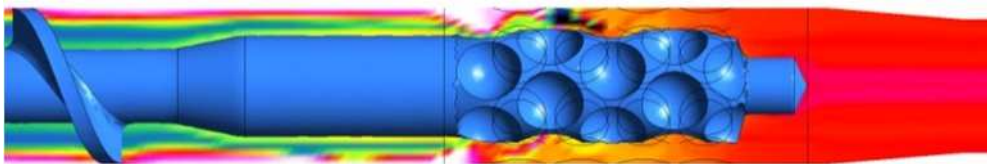


Bild 4-28 Temperaturverlauf innerhalb des TMR-Mischers für einen adiabaten Fall

Der Temperaturverlauf des Kreuzlochmischers zeigt eine leichte Stufenstruktur, die durch die durchströmten Lochscheiben verursacht wird. Bei dem N-Mischer sind die größten radialen Temperaturunterschiede erkennbar. In der Mitte des Extrudates herrschen niedrige Temperaturen, die jedoch zur Zylinderwand hin extrem ansteigen. Hier wird der Einfluss der Scherstege und der mit den hohen Schergeschwindigkeiten verbundenen dissipativen Leistung sichtbar. Da diese Bereiche relativ nah an der Zylinderwand liegen, kann die entstehende Wärme im Normalfall relativ wirkungsvoll über den Zylinder abtransportiert werden. Aus diesem Grund fällt der N-Mischer bei den nicht adiabaten Berechnungen und den experimentellen Auswertungen nicht durch hohe Wärmeentwicklung in der Randzone auf.

Konstante Wandtemperatur

Eine Gegenüberstellung analog zu dem vorgestellten adiabaten Fall, allerdings mit einer Zylinderwandtemperatur von 190 °C ist in Bild 4-30 dargestellt. Es wird sichtbar, dass die Temperaturen in der Extrudatmitte keine großen Unterschiede aufweisen. Lediglich der N-Mischer zeigt hier etwas geringere Werte als die anderen Systeme. Zur Wand hin werden die Unterschiede der einzelnen Mischelemente deutlicher. So sind hier z. B. bei der Referenzschnecke und dem N-Mischer weitere

Temperaturmaxima bei einer Kanalhöhe von etwa $y=2/3 R$ erkennbar. Diese konnten teilweise auch bei den thermografischen Aufnahmen beobachtet werden.

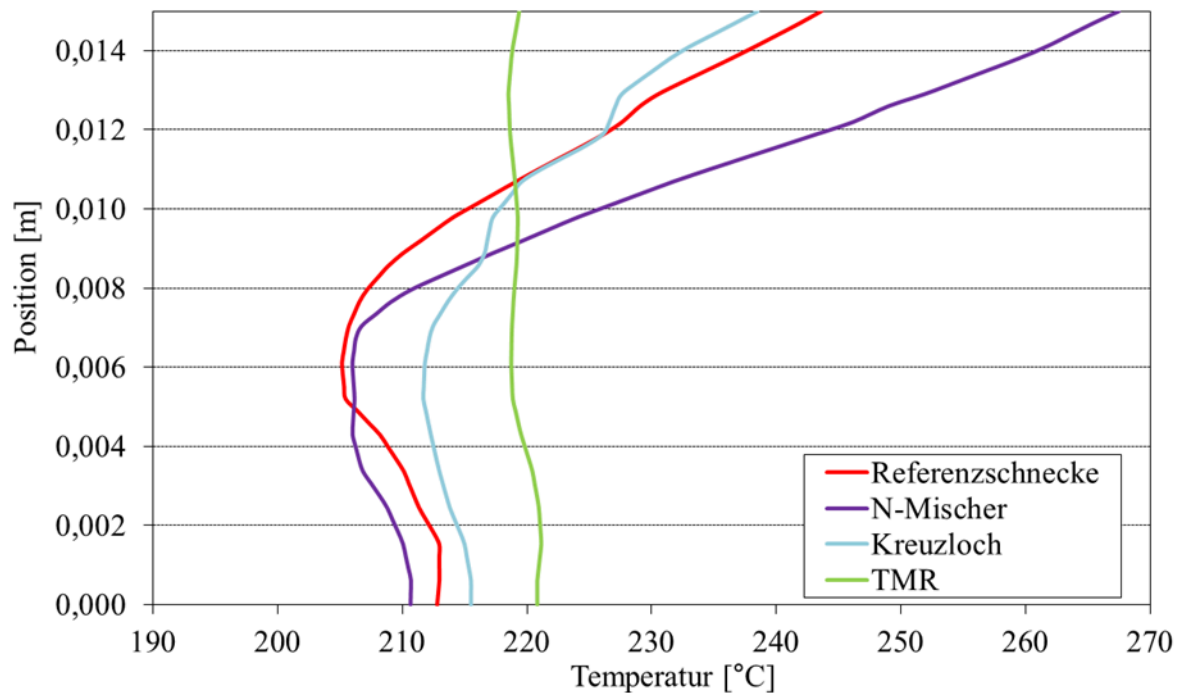


Bild 4-29 Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang für den adiabaten Fall (300 kg/h LD-PE 3010D)

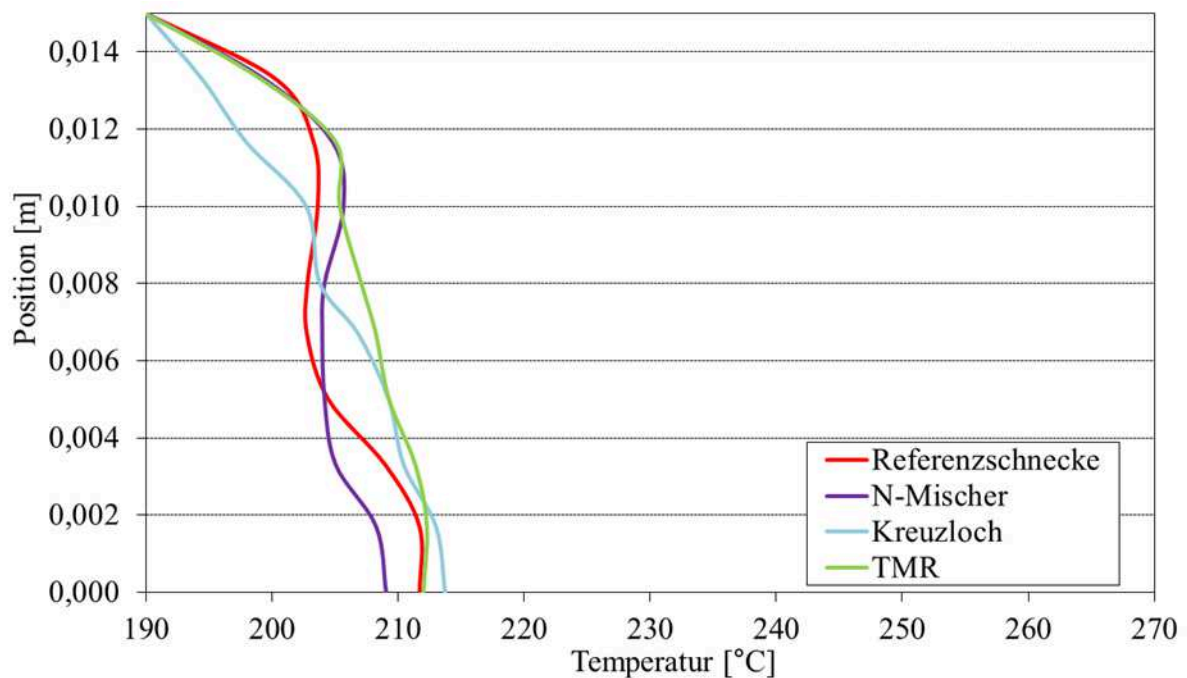


Bild 4-30 Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang bei 190 °C Zylinderwandtemperatur (300 kg/h LD-PE 3010D)

Im weiteren Verlauf der Auswertung wird die Abhängigkeit der Schmelzetemperaturentwicklung von der Drehzahl beleuchtet. Hierzu werden exemplarisch die radialen Temperaturverläufe am Extruderausgang für den N- und Kreuzlochmischer und Drehzahlen zwischen 100 und 600 U/min

bei konstantem spezifischen Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ dargestellt (Bild 4-31). Für kleine Drehzahlen sind relativ gleichmäßige Temperaturverläufe erkennbar. Bei höheren Durchsätzen jedoch zeichnen sich für den N-Mischer in der Extrudatmitte (Position 0 m) und bei einer Höhe von $2/3 R$ die bereits beschriebenen Temperaturmaxima deutlich ab. Die thermische Homogenität nimmt also mit steigender Drehzahl ab. Der Kreuzlochmischer zeigt ein fast lineares Temperaturgefälle für alle Drehzahlen. Die dargestellten Verläufe lassen auf eine bessere thermische Mischwirkung des N-Mischers schließen, was in den Versuchen bestätigt werden konnte. Die vollständigen Temperaturverläufe aller Mischelemente sind im Anhang zu finden.

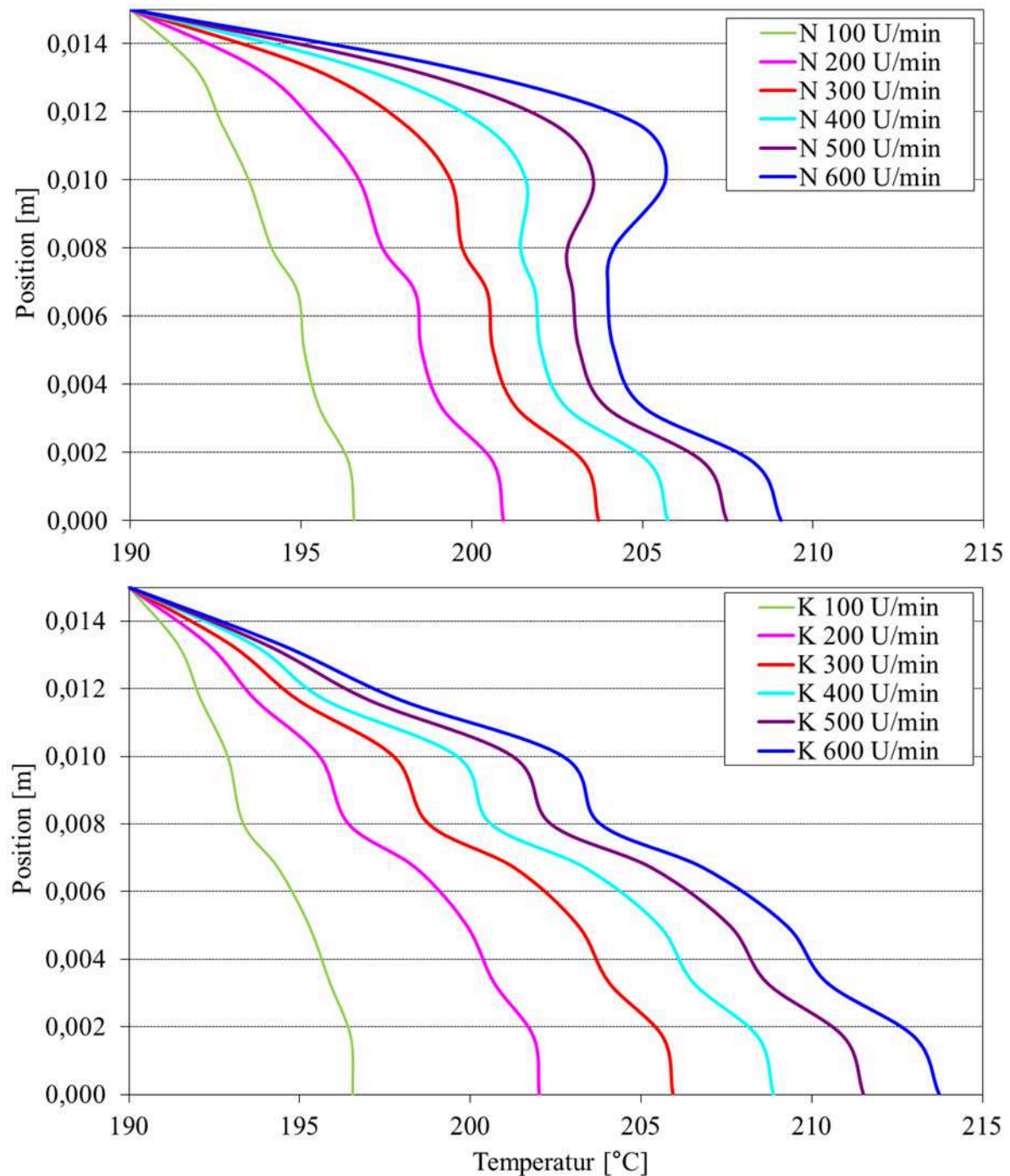


Bild 4-31 Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile bei 190°C Zylinderwandtemperatur und unterschiedlichen Betriebspunkten, (oben) N-Mischer, (unten) Kreuzloch

4.4.3 Vergleich unterschiedlicher Mischgütekriterien

Aufbauend auf den bereits vorgestellten Berechnungsergebnissen soll im Folgenden die Beurteilung der Homogenisierungswirkung der untersuchten Mischelemente anhand unterschiedlicher Bewertungskriterien vorgenommen werden. Dazu werden die Standardabweichung der Temperaturen, die Verweilzeitbestimmung, die Schub- und Dehnspannungen und der Mixing Index verwendet.

4.4.3.1 Thermisches Mischen

Bild 4-32 zeigt den qualitativen Vergleich zwischen den berechneten und gemessenen Temperaturen am Austrittsquerschnitt für 300 kg/h LD-PE 3010D. Generell kann eine realitätsnahe Abbildung der Schmelztemperatur beobachtet werden. In der Nähe der Zylinderwand werden allerdings der hohe Einfluss der thermischen Randbedingung an der Wand und der daraus resultierende Fehler sichtbar.

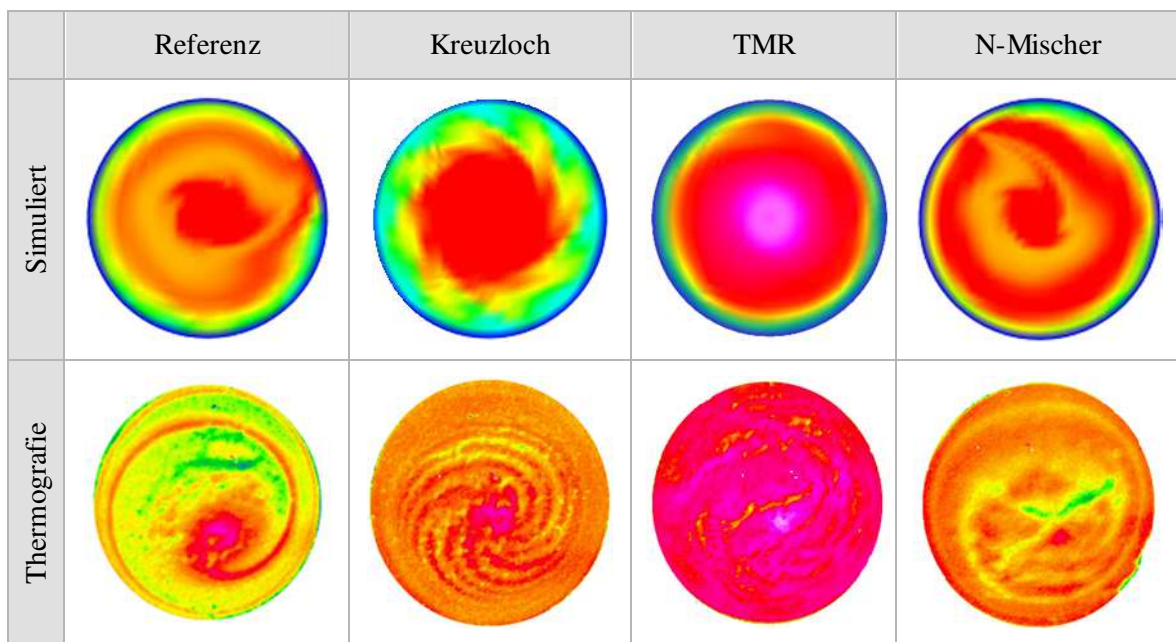


Bild 4-32 Vergleich der berechneten und gemessenen Temperaturen am Austrittsquerschnitt für alle Mischteile bei 600 U/min und 300 kg/h LD-PE 3010D

Bei den vorgestellten FE-Simulationen gestaltet sich eine quantitative Validierung der thermischen Homogenität als schwierig. Ein direkter quantitativer Vergleich zwischen den aus den thermografischen Aufnahmen ermittelten Werten und der Simulation kann nicht vorgenommen werden. Diese Einschränkung folgt aus dem Einfluss der thermisch inhomogenen Schmelze am realen Systemeingang, der in der Simulation nicht abgebildet werden kann. Eine in der FE-Berechnung konstant angenommene Schmelztemperatur als Eintrittsbedingung führt immer zu einer Verschlechterung der thermischen Homogenität im System. Diese wird in Bild 4-33 für alle Mischelemente in

Form von Standardabweichungen dargestellt. Sichtbar ist eine fast konstante Abnahme der thermischen Homogenität mit steigender Drehzahl. Dies trifft in der Realität allerdings nicht zu. Durch die höher werdenden Standardabweichungen am Einlass werden gerade für hohe Drehzahlen deutlich bessere Homogenitätswerte erreicht.

Vergleicht man die Mischer untereinander, sind sowohl im Versuch als auch in der Simulation für den N-Mischer die besten Homogenisierergebnisse erkennbar. Der Kreuzlochmischer und der TMR weisen im Versuch und in der Berechnung schlechtere Werte auf, die zudem in beiden Fällen auf ungefähr gleichen Niveaus liegen. Lediglich die Referenzschnecke zeigt bei der Simulation ein Verhalten auf, welches qualitativ stark von der experimentellen Auswertung abweicht.

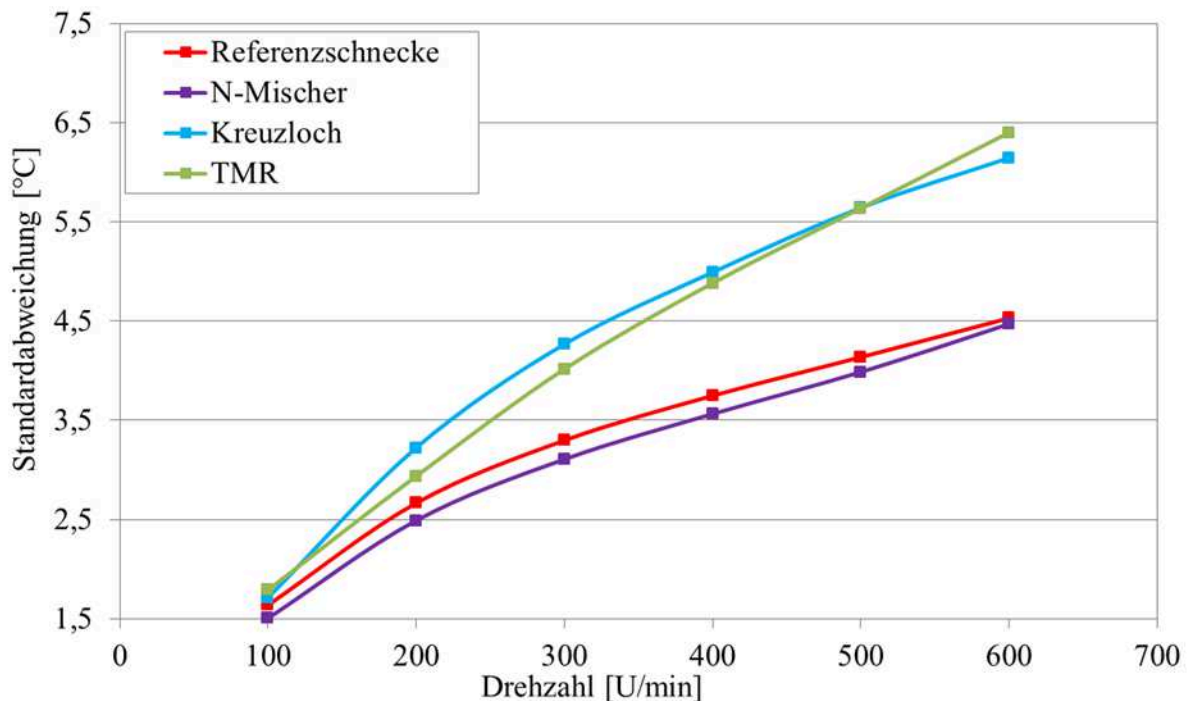


Bild 4-33 Aus den Simulationsergebnissen berechnete Standardabweichung für die Temperaturen am Austrittsquerschnitt (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$, LD-PE 3010D)

4.4.3.2 Verweilzeitbestimmung

Die mittlere Verweilzeit und die Verweilzeitverteilung der Schmelze im System gehören zu den homogenitätsbestimmenden Größen. Mit Hinblick auf die zeitabhängige, thermische Belastung der Schmelze und die anzustrebenden schnellen Produktwechsel sind kurze Verweilzeiten und eine enge Verweilzeitverteilung erstrebenswert. Diese kann sich allerdings negativ auf das Längsmischen auswirken.

Für die Bestimmung der Verweilzeit wurden bei allen FE-Simulationen Bahnlinien und die dazugehörigen Zeiten einzelner Partikel in der Strömung berechnet. Zusätzlich können alle verfügbaren lokalen Größen wie Viskosität, Schergeschwindigkeit oder Temperatur entlang der Stromlinien

ausgegeben werden. Damit ist für die Auswertung die gesamte Historie einzelner Partikel zwischen Systemeingang und –ausgang bekannt. Bild 4-34 zeigt exemplarisch den Verlauf von 5 Bahnlinien in der Referenzschnecke, wobei der farbliche Verlauf die Temperatur charakterisieren soll.



Bild 4-34 Bahnlinien berechnet für die Referenzschnecke

Damit die Bahnlinien unterschiedlicher Betriebspunkte und Mischelemente möglichst objektiv gegenübergestellt werden können, müssen zunächst mal die Einflussfaktoren auf die Berechnung beleuchtet werden. Hierzu gehören die Anzahl der Bahnlinien, die Zeitschritttoleranz und die Art der Berechnung.

Aus einigen Veröffentlichungen ist bekannt, dass aufgrund numerischer Ungenauigkeiten manche der berechneten Bahnlinien nicht vom Eingang bis zum Ausgang eines Systems abgebildet werden können. Die Anzahl der fehlerfreien Linien hängt dabei im Wesentlichen von der Netzqualität und Zeitschritttoleranz ab. Der vermutete zusätzliche Einfluss des Betriebspunktes kann als vernachlässigbar betrachtet werden.

Bild 4-35 zeigt Berechnungen mit 1.000 Startpunkten für eine Drehzahl von 600 U/min und 300 kg/h LD-PE 3010D. Die Zeitschritttoleranzen werden variiert. Als Startebene für die Bahnlinien wird die Austrittsfläche gewählt, sodass die einzelnen Pfade rückwärts Richtung Eintritt berechnet werden. Untersuchungen zur Lage der Startfläche zeigen, dass diese Bedingung zu den meisten durchlaufenden Verläufen führt.

Die Darstellung macht deutlich, dass unterhalb einer Zeitschritttoleranz von 0,005 s der Anteil der durchgelaufenen Bahnlinien als konstant angenommen werden kann. Im weiteren Verlauf der Auswertung wird mit der nächstkleineren Toleranz von 0,004 s gerechnet.

Im nächsten Schritt wurde die Zeitschrittweite von 0,004 s konstant gehalten und die Anzahl der Bahnlinienstartpunkte geändert. Bild 4-36 zeigt den Einfluss dieser Einstellung auf die Berechnung der mittleren Verweilzeiten. Ab etwa 750 Startpunkten können die Werte als konstant betrachtet werden. Für die weitere Auswertung wird auch bei dieser Einstellung die nächsthöhere Option mit 1.000 Startpunkten gewählt.

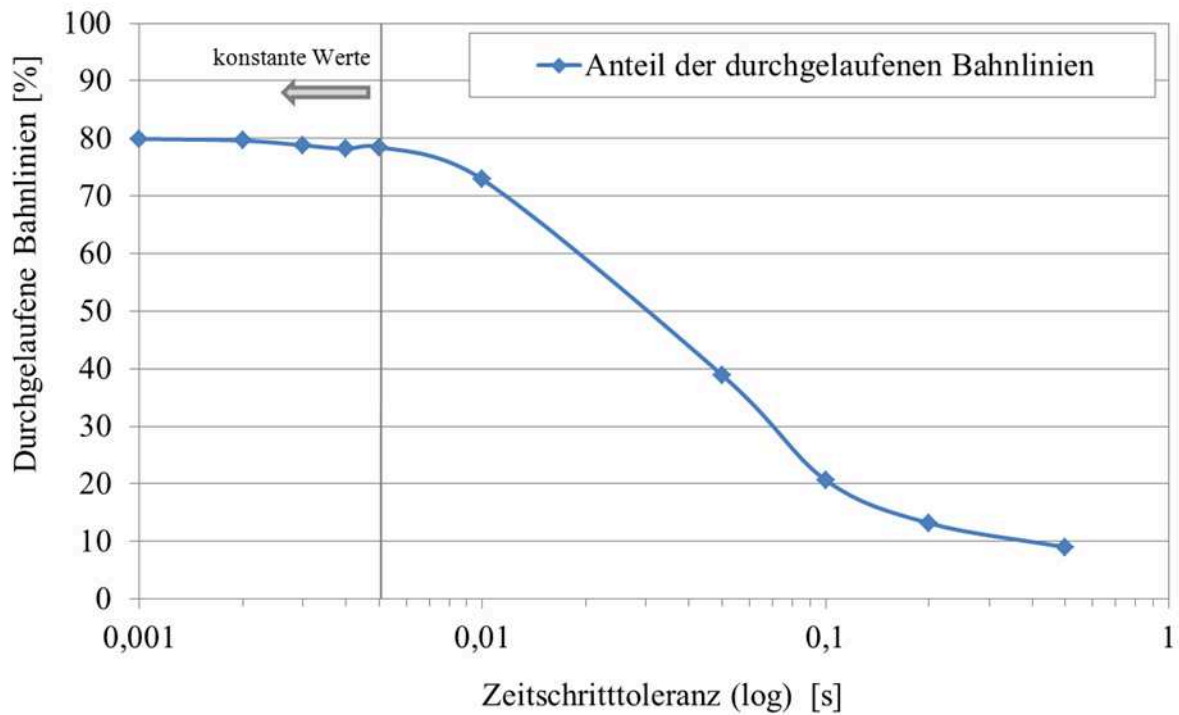


Bild 4-35 Anteil der durchgelaufenen Bahnlinien bei 1000 Startpunkten (Referenzschnecke 300 kg/h, 600 U/min, LD-PE 3010D)

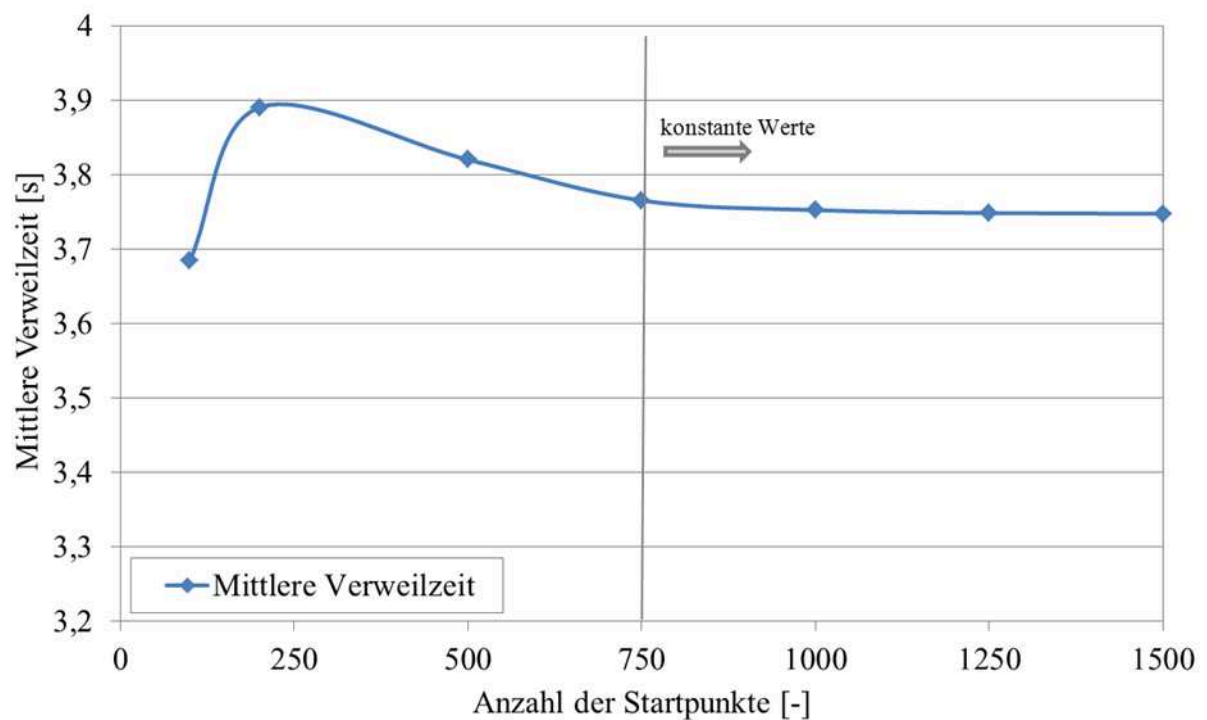


Bild 4-36 Mittlere Verweilzeit in Abhängigkeit von der Anzahl der Startpunkte für eine Zeitschritttoleranz von 0,004 Sekunden (Referenzschnecke, 300 kg/h, 600 U/min, LD-PE 3010D)

Bild 4-37 zeigt die Gegenüberstellung der berechneten Verweilzeiten für alle Mischelemente. Für die Auswertung werden alle nicht durchgelaufenen Bahnlinien aussortiert. Aus der übrigen Menge wird anschließend der arithmetische Mittelwert gebildet. Bis auf den TMR der deutlich höhere Werte aufweist, werden für alle anderen untersuchten Mischer fast identische Verläufe berechnet. Diese Tendenzen spiegeln sich auch in weiteren Auswertegrößen, wie z. B. der maximalen Verweilzeit oder der berechneten Standardabweichung der Verweilzeiten wider. Größere Unterschiede werden hier nur bei niedrigen Drehzahlen berechnet.

Werden die einzelnen Betriebspunkte miteinander verglichen, so weisen alle Berechnungen mit steigender Drehzahl auf besseres Verweilzeitverhalten hin. Sowohl die absoluten Werte als auch die Streubreiten sinken regressiv ab.

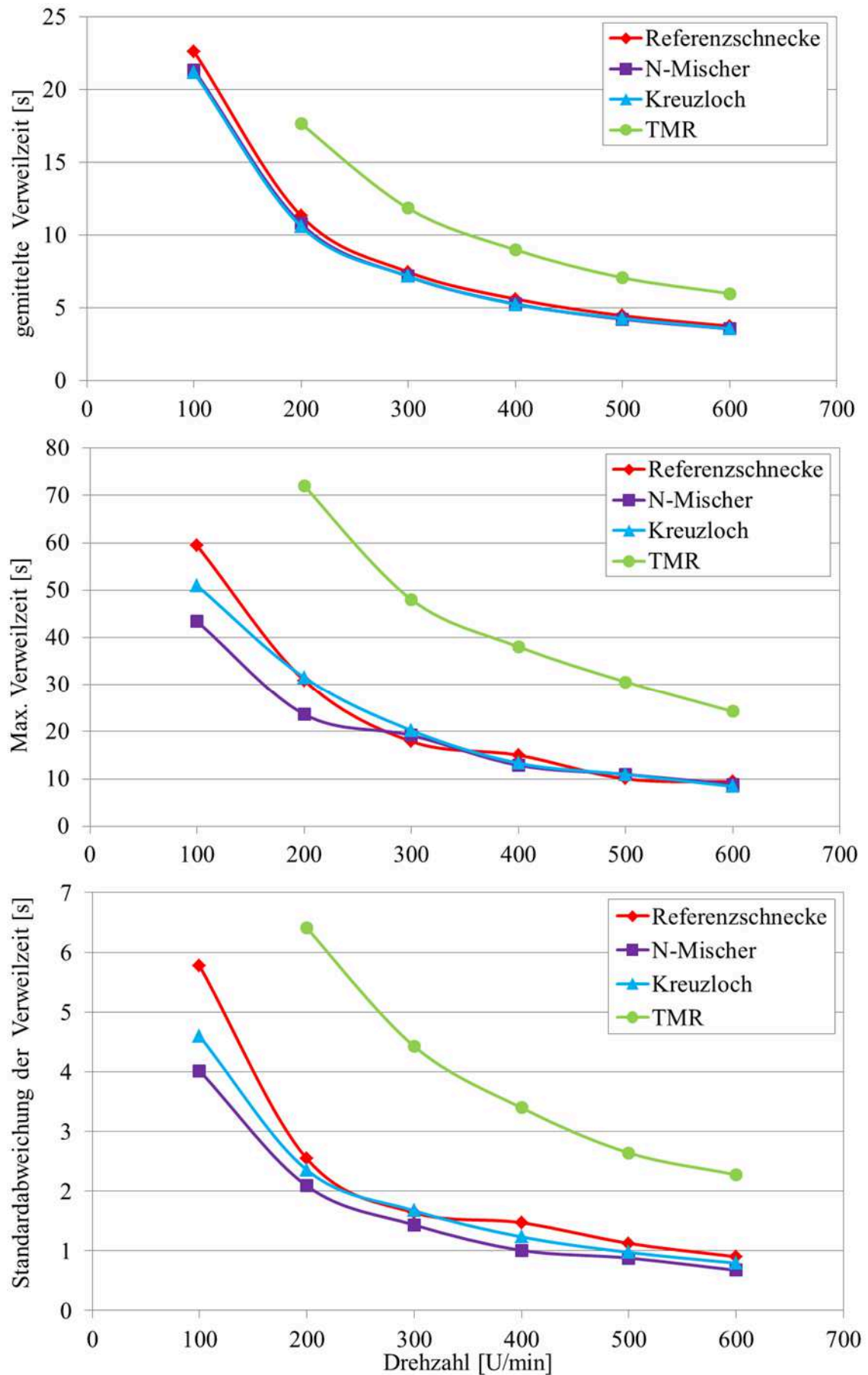


Bild 4-37 **Gemittelte, maximale und Standardabweichung der Verweilzeit unterschiedlicher Mischelemente**

4.4.3.3 Schub- und Dehnspannungen

Im Kapitel 2.2.2.1 wurde die Bedeutung der Schub- und Dehnspannungen auf die Mischmechanismen beschrieben. Beide Spannungsfelder und die dazugehörige Einwirkzeit sind für die Dispersion von entscheidender Bedeutung. Im Folgenden sollen beide Größen entlang der Bahnlinien ausgewertet werden. Während die Schubspannungen für jeden Punkt i einer Bahnlinie j über die Beziehung

$$\tau_{S,i} = \dot{\gamma}_i \cdot \eta_i \quad \text{Gl. 4-4}$$

berechnet werden können, sind die Dehnspannungen nicht direkt aus dem strukturviskosen Schmelzmodell zu entnehmen. Diese werden über den Zusammenhang:

$$\sigma_{D,i} = \dot{\epsilon}_i \cdot \mu_i \quad \text{Gl. 4-5}$$

definiert, wobei μ , die Dehnviskosität nicht bekannt ist. Im Folgenden werden die Werte für μ vereinfacht aus der Beziehung für kleine Dehngeschwindigkeiten (bzw. newtonsche Stoffmodelle) mit $\mu = 3 \cdot \eta$ berechnet. Die Dehngeschwindigkeit $\dot{\epsilon}$ wird für jeden Punkt i einer Bahnlinie über:

$$\dot{\epsilon}_i = \frac{V_{i+1} - V_i}{V_i (t_{i+1} - t_i)} \quad \text{Gl. 4-6}$$

bestimmt. Wird zwischen den Punkten i und $i+1$ keine Beschleunigung, sondern eine Abbremsung des Partikels berechnet, so geht man von der Annahme aus, dass die Stauchung (negative Dehnung) den Dispergierzustand des Partikels nicht verändert. Diese Intervalle werden für die Auswertung der Dehnspannung ausgeschlossen. Die punktuellen Größen der Schub- und Dehnspannung können entlang einer Bahnlinie j über die Zeit integriert werden:

$$S_j = \int_0^{T_{V,j}} (\dot{\gamma} \cdot \eta) \, dt \quad \text{Gl. 4-7}$$

$$D_j = \int_0^{T_{V,j}} (\dot{\epsilon} \cdot 3\eta) \, dt \quad \text{Gl. 4-8}$$

wobei $T_{V,j}$ die Verweilzeit entlang der betrachteten Bahnlinie darstellt. Damit wird eine Beziehung zwischen den einwirkenden Spannungen und der Einwirkzeit hergestellt, wobei in diesem mathematischen Ansatz beide Größen (Zeit und Spannung) als gleichgewichtig anzusehen sind. Dieser Zusammenhang führt zu bestimmten Einschränkungen und wird deswegen in dieser Arbeit nur exemplarisch behandelt. Hohe Spannungen mit einer kurzen Einwirkzeit sind für das dispersive Mischen äußerst wirkungsvoll, haben jedoch auf das nach diesem Ansatz berechnete Gesamtintegral nur marginalen Einfluss. Diese Einschränkung sollte bei der Betrachtung der Auswertung der integralen Größen berücksichtigt werden.

Zu jedem Betriebspunkt ist über die vorgestellte Beziehung eine Bahnlinienschar mit etwa 800 Bahnlinien und den dazugehörigen absoluten und integralen Größen verfügbar. Aus dieser Menge werden für den Vergleich die arithmetischen Mittelwerte gebildet und gegenübergestellt.

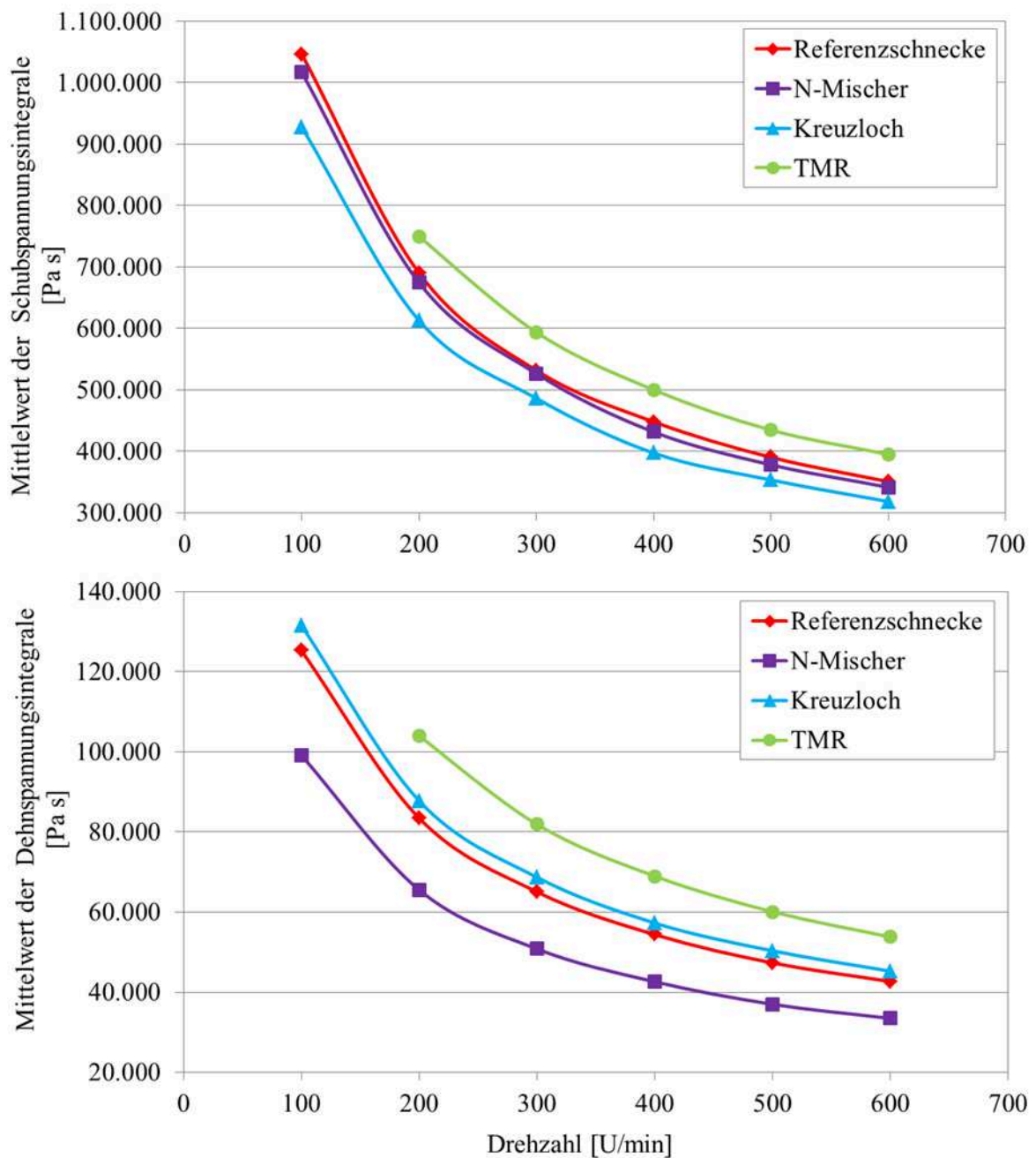


Bild 4-38 Mittlerwerte der Schub- und Dehnspannungsintegrale

Bild 4-38 zeigt die Auswertung der Mittelwerte der Schub- und Dehnspannungsintegrale für unterschiedliche Betriebspunkte. Mit steigender Drehzahl wurden für alle Mischelemente kleinere Werte berechnet. Das kann durch die kürzeren Verweilzeiten im System erklärt werden. Der TMR zeigt sowohl die höchsten Schub- als auch Dehnspannungswerte. Die Schubspannungen sind für die Referenzschnecke und den N-Mischer beinahe identisch. Der Verlauf des Kreuzlochmischers liegt unterhalb der Referenzschnecke. Diese Tendenzen spiegeln in etwa die experimentellen Er-

gebnisse wider. Bei der Auswertung der Dehnspannung zeigt der Kreuzlochmischer etwas höhere Werte, die aus den engen Querschnitten der Lochscheiben resultieren. Das Niveau der Dehnspannungen des N-Mischers ist sehr gering. Die Dehnströmungen im Scherspalt haben hier (mathematisch betrachtet) nur geringen Einfluss auf die Gesamtdehnungshistorie entlang einer Stromlinie.

Werden die maximalen Schub- und Dehnspannungen in berechneten Systemen gegenübergestellt, wird der Einfluss der Drehzahlen auf die Kurvenverläufe sichtbar (Bild 4-39). Die höchsten Schubspannungen werden für den Kreuzlochmischer, die höchsten Dehnspannungen für den TMR berechnet. Beide Mischer zeichnen sich durch starke Querschnittsverengungen aus. Trotz der engen Scherspalt des N-Mischers zeigt dieser keine auffälligen Verläufe auf.

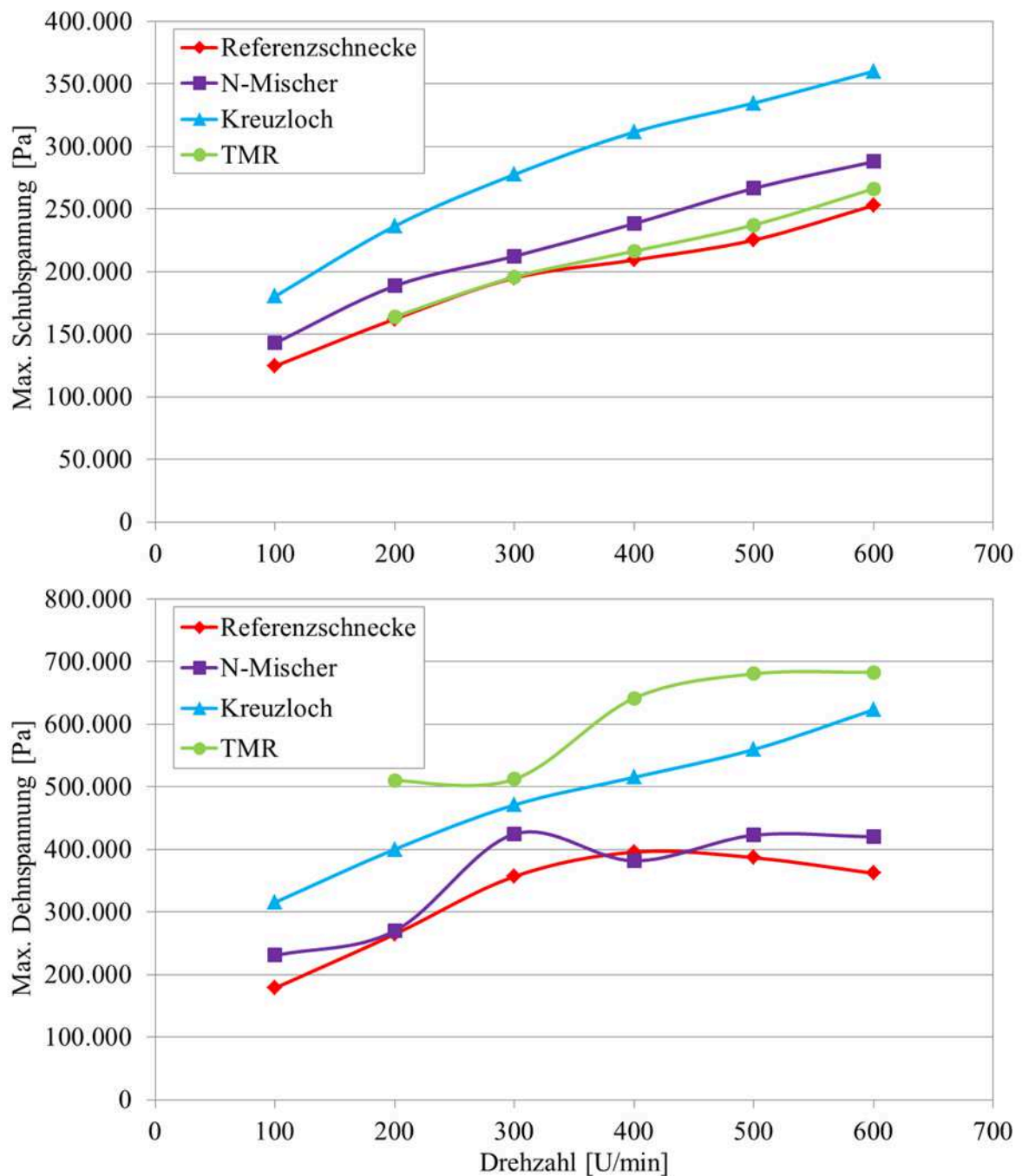


Bild 4-39 Maximale Schub- und Dehnspannungen berechnet für alle Mischelemente

4.4.3.4 Mixing Index

Der Mixing Index ist in der Literatur oft als Maß für das dispersive Mischen vorzufinden. Hier werden größtenteils Querschnittsbilder an markanten Stellen der Mischelemente verglichen. Bild 4-40 zeigt exemplarisch solche Gegenüberstellungen für die untersuchten Mischelemente bei 600 U/min und 300 kg/h.

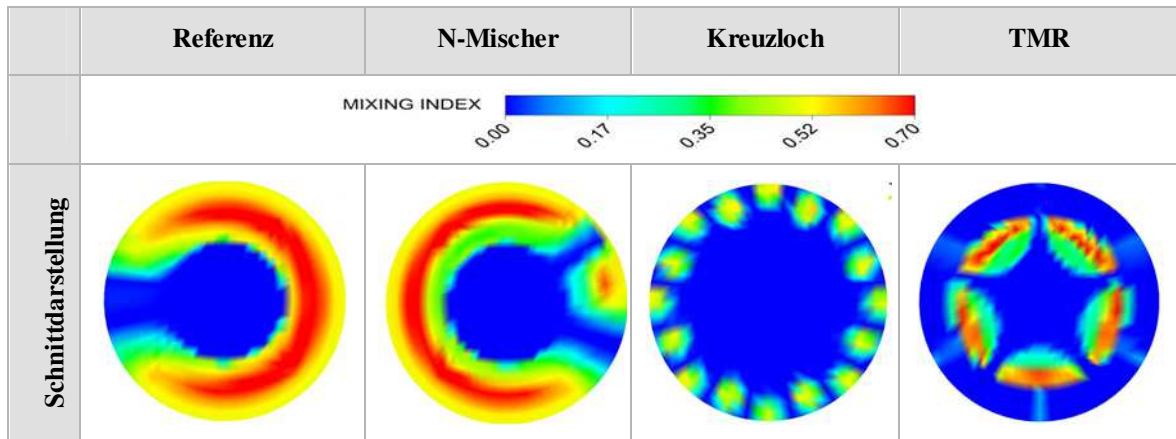


Bild 4-40 Darstellung des Mixing Index für unterschiedliche Querschnitte

Für einen quantitativen Vergleich des Mixing-Index werden analog zu den Schubspannungen die Werte entlang der Stromlinien ausgewertet. Anhand dieser können die auf einer Bahnlinie einwirkenden Maximalwerte berechnet werden. Die Auswertung wird exemplarisch anhand des Betriebspunktes mit 600 U/min und 300 kg/h LD-PE 3010D durchgeführt. In Bild 4-41 wird der Mittelwert aus den auf einzelnen Bahnlinien ermittelten Maximalwerten aufgetragen. Die Spannweiten zeigen jeweils die Streuungen dieser Maxima. Hier zeigt die Referenzschnecke die größten Abweichungen. Die maximale Beanspruchung, welche ein Schmelzeteilchen erfährt, kann also stark variieren und ist von der Lage der einzelnen Bahnlinien abhängig.

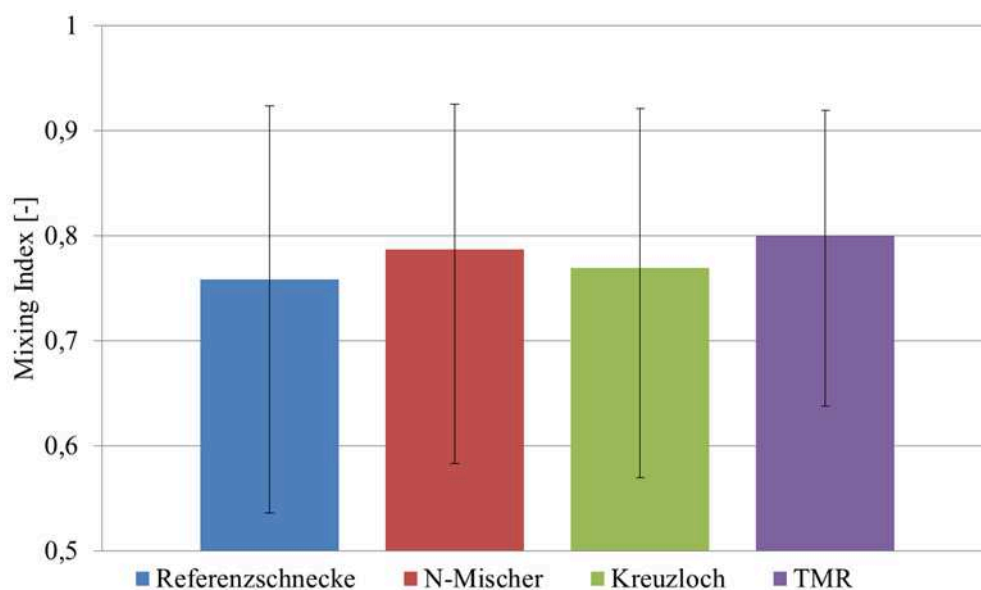


Bild 4-41 Mixing Index aller Mischelemente, Mittelwerte der über alle Bahnlinien ermittelten Maximalwerte (inkl. der Spannweite der Maximalwerte)

5. Variantenuntersuchung der Referenzschnecke

Die Simulationsergebnisse der verwendeten Referenzschnecke wurden bereits im Kapitel 4.4 ausführlich diskutiert. Diese soll nun in in den geometrischen Abmaßen variiert werden. Die Modifikation konzentriert sich auf die Schneckenparameter Gangtiefe und Gangsteigung. Im folgenden Abschnitt werden die Simulationsergebnisse vier neuer Schneckenvarianten gegenübergestellt.

Variante A und B

Bei den ersten zwei Varianten wird die Gangtiefe von 9 mm (Referenzschnecke) auf 8 mm bzw. 7 mm reduziert. Somit steigt der Kerndurchmesser auf 19 mm bzw. 21 mm. Die Gangsteigung bleibt unverändert. Bild 5-1 zeigt die neuen Schnecken mit veränderten Maßen.

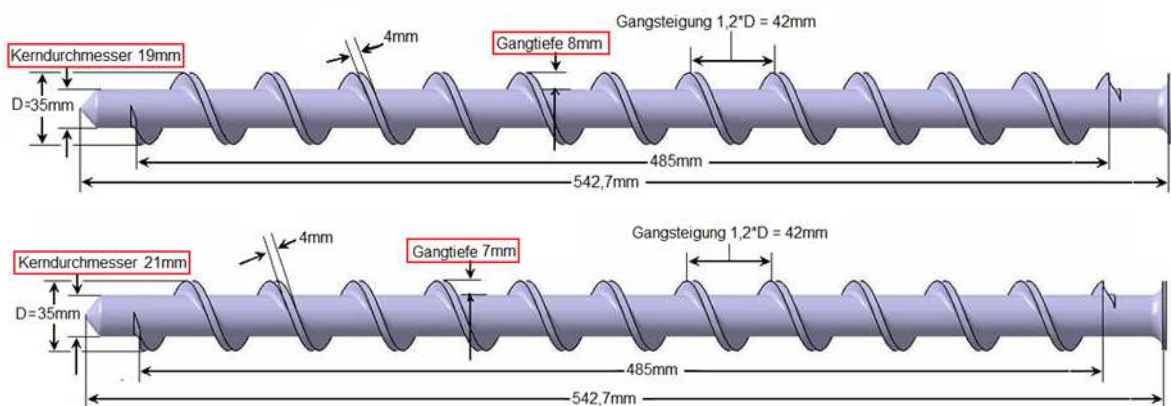


Bild 5-1 Schneckenvarianten A und B mit geänderter Gangtiefe

Variante C und D

Bei diesen Varianten wird die Gangsteigung von $1,2 D (=42\text{ mm})$ auf $1,1 D (=38,5\text{ mm})$ bzw. $1,3 D (=45,5\text{ mm})$ geändert. Die Gangtiefen bleiben wie bei der Referenzschnecke unverändert bei 9 mm . Bild 5-2 zeigt die zwei Schnecken mit geänderter Gangsteigung.

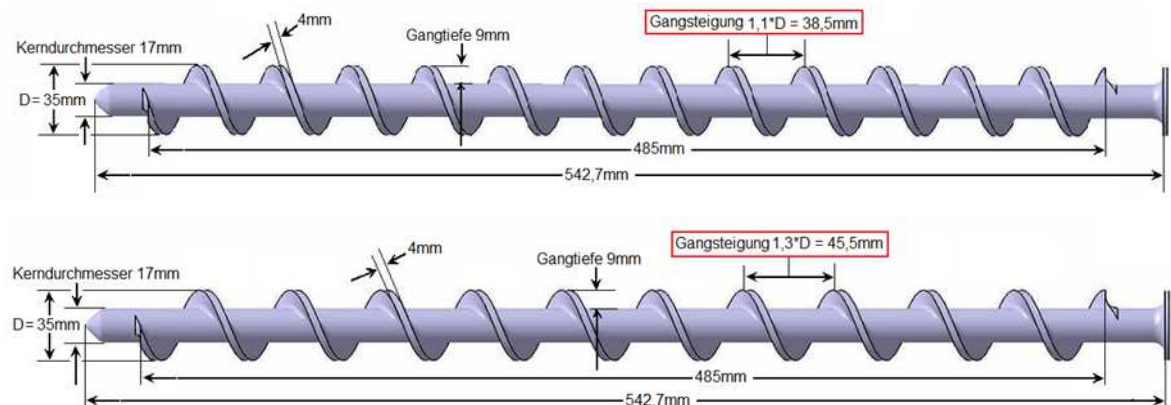


Bild 5-2 Schneckenvarianten C und D mit geänderter Gangsteigung

Alle Schnecken werden nach den bereits beschriebenen Kriterien vernetzt. Die nachfolgende Tabelle fasst die Art und die Anzahl der Elemente, sowie auch die Netzqualität der einzelnen Modelle zusammen.

	Elementen Type	Max. Anzahl der Elemente	Netzqualität
Schmelze	Hexaeder	300 000	0.5
Referenz: 9 mm, 1,2D	Tetraeder + Prismen	240 000	0.3
Variante A: 7 mm, 1,2D	Tetraeder+ Prismen	710 000	0.2
Variante B: 8 mm, 1,2D	Tetraeder+ Prismen	340 000	0.3
Variante C: 9 mm, 1,1D	Tetraeder	818 000	0.3
Variante D: 9 mm, 1,3D	Tetraeder	725 000	0.25

Tabelle 5.1 Übersicht über die Vernetzung und Netzqualität der untersuchten Schneckenvarianten

5.1 Druckverhalten

Die Schneckenvarianten A bis D wurden unter den gleichen Randbedingungen und bei gleichen Betriebspunkten wie im Vorfeld die Referenzschnecke simuliert. In Bild 5-3 werden die Drücke entlang der Schnecke für 100, 300 und 600 U/min beim konstanten spezifischen Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ und 50 bar Gegendruck gegenübergestellt. Die Schmelzeeingangstemperatur beträgt für alle Betriebspunkte konstant 190°C . Die Zylinderinnenwand wird ebenfalls auf 190°C gesetzt.

Wurde bei der Referenzschnecke (9 mm Gangtiefe, 1,2 D Steigung) bei allen Durchsätzen ein druckaufbauendes Verhalten beobachtet, so ist bei kleineren Gangtiefen ein Druckverbrauch erkennbar. Dieser ist bei 8 mm Gangtiefe über der gesamten Schneckenlänge konstant auf einem relativ niedrigen Niveau. Die Schnecke arbeitet fast druckneutral. Der Unterschied zwischen den einzelnen Betriebspunkten beträgt nur wenige bar. Wird die Gangtiefe weiter auf 7 mm runtergesetzt, äußert sich das in enormen Druckverlusten. Hier reicht die Förderkapazität des relativ kleinen Schnecken volumens nicht mehr aus um die hohen spezifischen Durchsätze zu bewerkstelligen. Die Schneckenvariante weist auch zwischen den einzelnen Betriebspunkten viel markanter ausgeprägtere Druckunterschiede auf, als die Schnecken mit 8 oder 9 mm Gangtiefe. Der maximal berechnete Druckverlust variiert bei der 7 mm Variante zwischen 55 bar bei 100 U/min (50 kg/h) und 110 bar bei 600 U/min (300 kg/h).

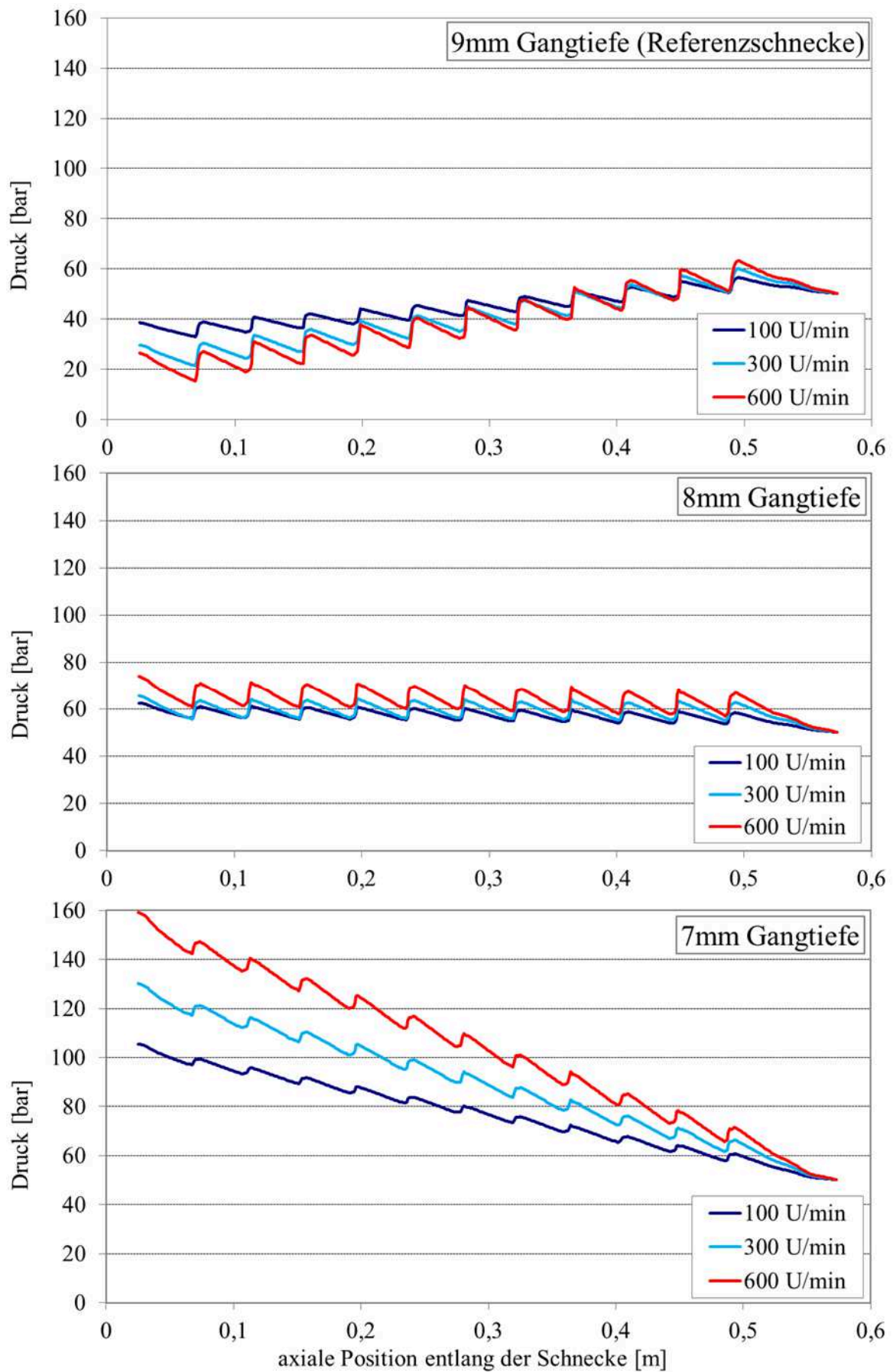


Bild 5-3 Simuliertes Druckverhalten bei unterschiedlichen Gangtiefen ($0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ spez. Durchsatz LD-PE 30210D, 50 bar Gegendruck)

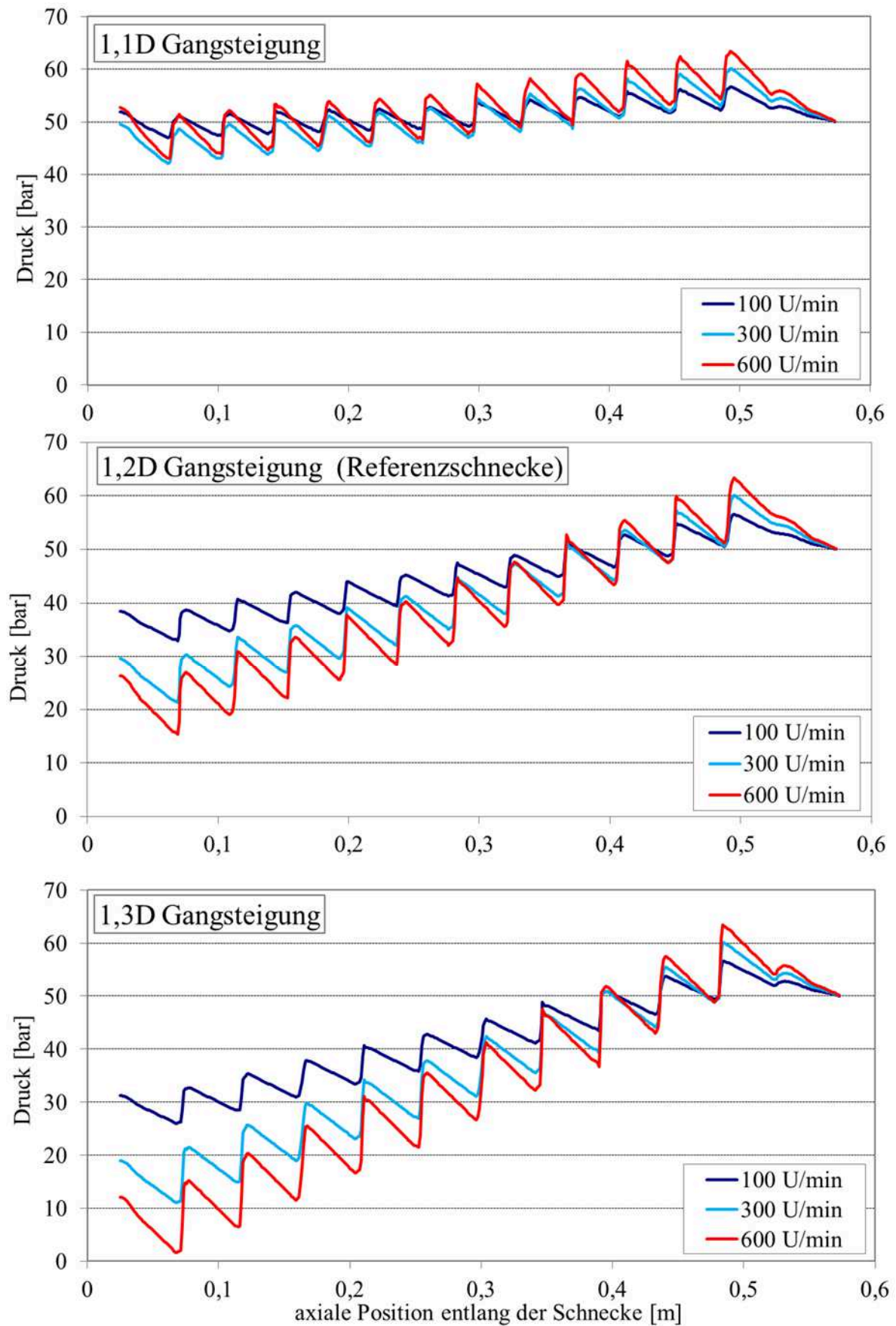


Bild 5-4 Simuliertes Druckverhalten bei unterschiedlicher Gangsteigung ($0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ spez. Durchsatz LD-PE 30210D, 50 bar Gegendruck)

Die Variation der Gangsteigung wirkt sich ebenfalls markant auf die Druckentwicklung aus. Die Schnecke mit der kleinsten Gangsteigung von 1,1 D zeigt ein beinah neutrales Verhalten bei allen Betriebspunkten (Bild 5-4). Das Druckaufbauvermögen nimmt zwar mit steigender Drehzahl etwas zu, dieses fällt aber deutlich geringer aus als bei der Referenzschnecke mit 1,2 D Steigung. Die Druckgradienten zwischen der aktiven und passiven Flanke steigen zu höheren Drehzahlen etwas an.

Die Schnecke mit 1,3 D Steigung zeigt ein ähnliches Verhalten, wie die Referenzschnecke. Hier verbessert sich jedoch die druckaufbauende Wirkung noch mal gegenüber der 1,2 D Variante, so dass bei einer Drehzahl von 600 U/min bis zu 48 bar aufgebaut wird. Die Druckgradienten zwischen der aktiven und passiven Flanke sind für diese Geometrie ähnlich ausgeprägt wie für die Referenzschnecke.

Der Vergleich aller Schneckenvarianten in einer Darstellung für die Drehzahl von 600 U/min zeigt die grundsätzlichen Abhängigkeiten des Druckverhaltens von der geometrischen Spezifikation der Schnecke (Bild 5-5). Hier werden die diskutierten Unterschiede noch mal verdeutlicht. Für die Beurteilung der positiven Einflüsse der Gangsteigung auf das Druckaufbauvermögen wären ergänzende Untersuchungen von Gangsteigungen $> 1,3$ D von Interesse.

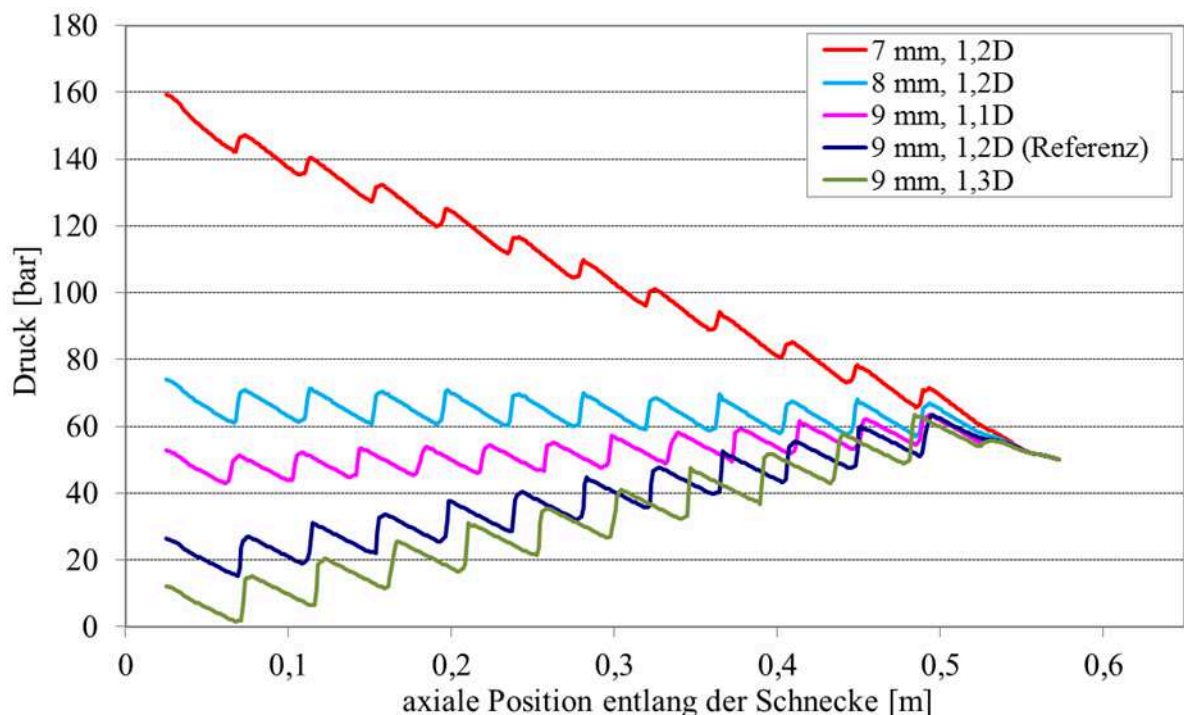


Bild 5-5 Zusammenstellung simulierter Drücke für unterschiedliche Schnecken geometrien bei 300 kg/h und 600 U/min, 50 bar Gegendruck

5.2 Thermisches Verhalten

Nachfolgend werden die Temperaturverläufe der unterschiedlichen Schneckenvarianten verglichen. Zusätzlich wird aus den Berechnungen die thermische Homogenität der Schmelze an der Extruderspitze abgeleitet. Für die Analyse der Wärmeentstehung werden die unterschiedlichen Niveaus der dissipativen Erwärmung gegenübergestellt.

In Bild 5-6 werden die volumenstromgewichteten Temperaturmittelwerte am Extruderausgang verglichen. Die Randbedingungen wurden für alle Simulationen konstant gehalten, sodass eine direkte Gegenüberstellung der Werte möglich ist. Sowohl die Wand- als auch die Schmelzetemperatur am Eingang wurde auf 190 °C eingestellt. Die Temperaturentwicklung für unterschiedliche Gangtiefen folgt qualitativ den Tendenzen der Druckberechnung. Hier steigt die Temperatur mit abnehmender Gangtiefe. Bei der Betrachtung der Temperatur in Abhängigkeit von der Gangsteigung werden nur marginale Unterschiede sichtbar. Die Annahme, dass größere Gangsteigungen zu niedrigeren Schmelzetemperaturen führen, können an dieser Stelle nicht eindeutig bestätigt werden.

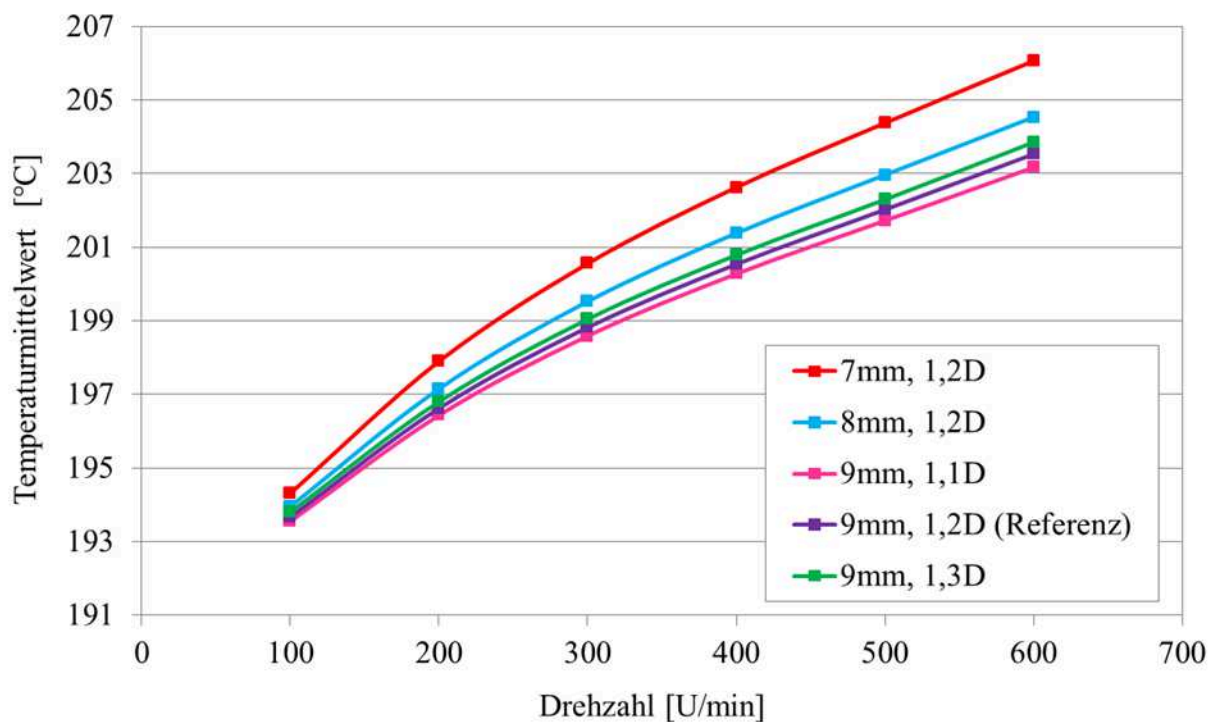


Bild 5-6 Temperaturmittelwerte am Extruderausgang berechnet für unterschiedliche Schneckenvarianten (spez. Durchsatz 0,5 kg/h/min⁻¹, Material LD-PE 3010D)

Neben den Mittelwerten sollen im Folgenden die einzelnen Temperaturprofile am Extruderausgang vorgestellt werden. Abgebildet werden, analog zu der Auswertung unterschiedlicher Mischelemente, linienförmige Verläufe der Temperatur am Auslassquerschnitt zwischen der Extrudatmitte und

Zylinderinnenwand. Aufgrund der beschriebenen Einschränkungen bei der Definition der Randbedingung an der Zylinderinnenfläche werden die berechneten Werte nur qualitativ betrachtet.

Bild 5-7 macht die unterschiedlichen Einflüsse auf die Verläufe exemplarisch anhand der Schneckenvarianten mit 7 mm Gangtiefe und 1,3 D Gangsteigung deutlich. Die Schnecke mit 1,3 D Steigung weist zwar insgesamt geringere Temperaturentwicklung auf, der Kurvenverlauf ist allerdings stärker von der Drehzahl abhängig. Die Schnecke mit 7 mm Gangtiefe dagegen zeigt für den gesamten Drehzahlbereich qualitativ ähnliche Verläufe.

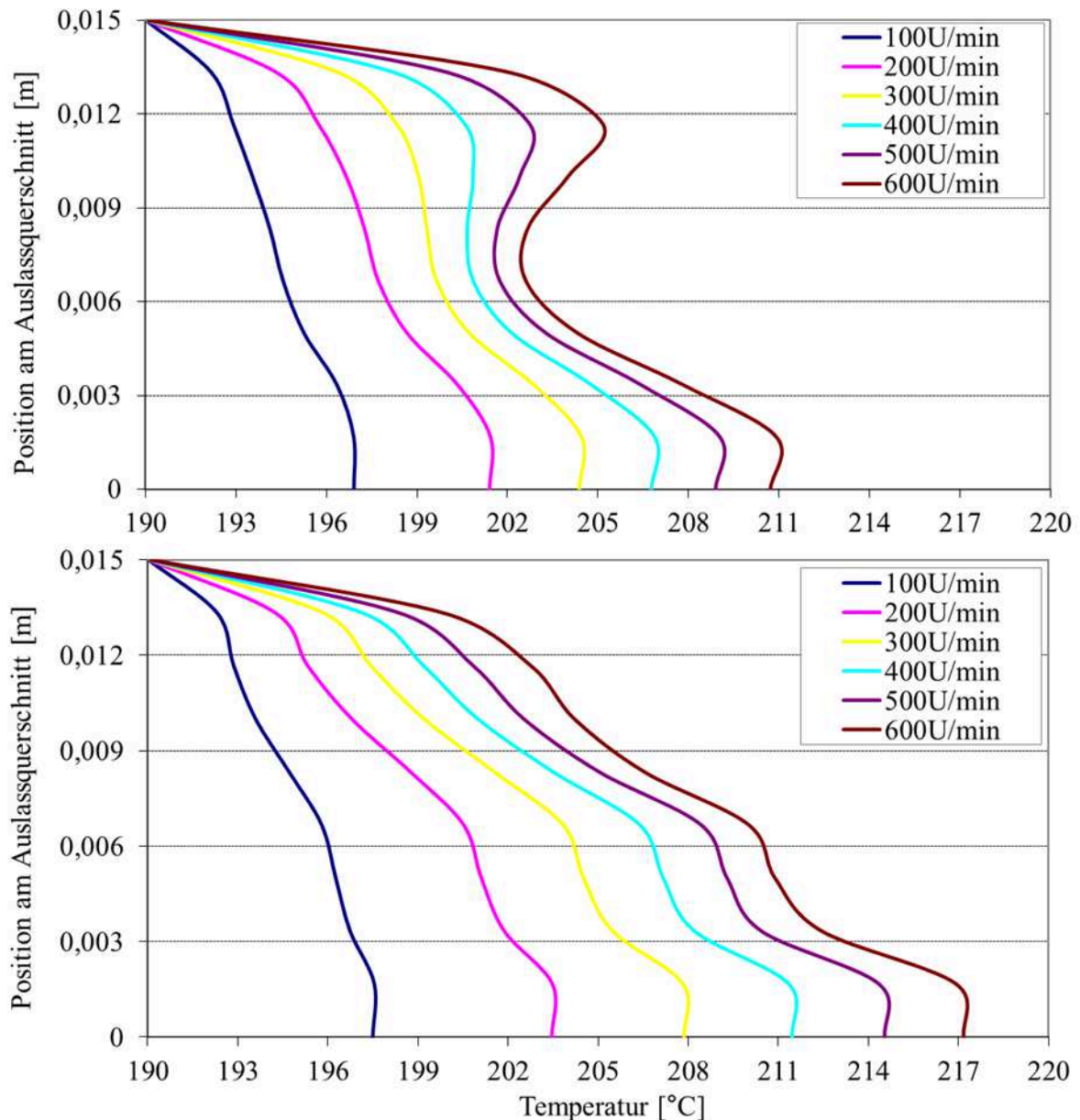


Bild 5-7 Berechnete Austrittstemperaturen für unterschiedliche Betriebspunkte, 50 bar Ge-
gendruck, spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, oben) Variante mit 7 mm
Gangtiefe, unten) Variante mit 1,3 D Gangsteigung

In Bild 5-8 werden die Temperaturen aller Schneckenvarianten für 600 U/min, 300 kg/h und 50 bar Gegendruck gegenübergestellt. Zur Extrudatmitte hin werden für alle untersuchten Schnecken ähnliche Verläufe sichtbar. Hier erreichen die Temperaturen den Maximalwert. Je kleiner die Gangtiefe, um so gleichmäßiger fällt von der Mitte nach außen die Temperatur ab. Die Schnecken mit großer Gangsteigung haben bei der halben Radiuslänge (0,008 m) ein Temperaturminimum. Von diesem Punkt an steigt die Temperatur wieder an. Die in der zylindernahen Regionen berechnete Abkühlung der Schmelze ist auf die thermische Randbedingung an der Zylinderwand zurückzuführen und führt gerade bei hoher dissipativer Erwärmung zu großen Berechnungsfehlern. Aus diesem Grund sollten diese Bereiche von der Auswertung ausgeschlossen werden.

Vollständige Kurvenverläufe der berechneten Schneckenvarianten können für alle untersuchten Betriebspunkte dem Anhang entnommen werden.

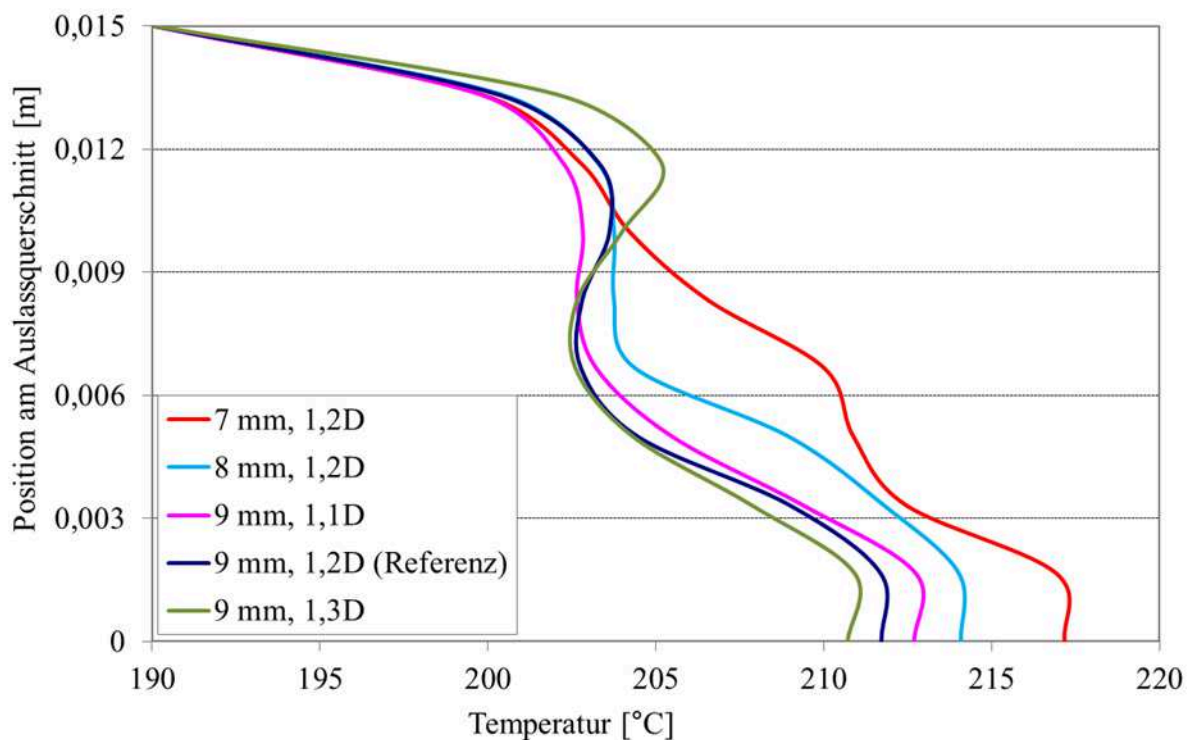


Bild 5-8 Berechnete Austrittstemperaturen bei unterschiedlichen Schnecken geometrien bei 300 kg/h und 600 U/min, 50 bar Gegendruck

Die vorgestellten linienförmigen Verläufe eignen sich zwar grundsätzlich für eine Bewertung des Temperaturverhaltens einzelner Schneckenvarianten, bilden jedoch nicht die kompletten Querschnittsprofile ab, da hier die Temperaturen noch zusätzlich über den Umfang variieren [Lob11].

Bild 5-9 zeigt die kompletten berechneten Temperaturen am Auslassquerschnitt. Hier wird der nicht symmetrische Einfluss des Schneckensteges auf die Temperaturverteilung sichtbar. Anhand der Darstellung können die Temperaturgradienten und Inhomogenitäten verdeutlicht werden. Die Bilder sind für die jeweiligen Drehzahlen identisch skaliert. Sowohl mit steigender Drehzahl als

auch mit abnehmender Gangtiefe wird die Vergrößerung des heißen Schmelzekerns sichtbar. Der Vergleich mit den Thermografiebildern verdeutlicht die Größe des fehlerhaft berechneten Bereiches an der Zylinderwand.

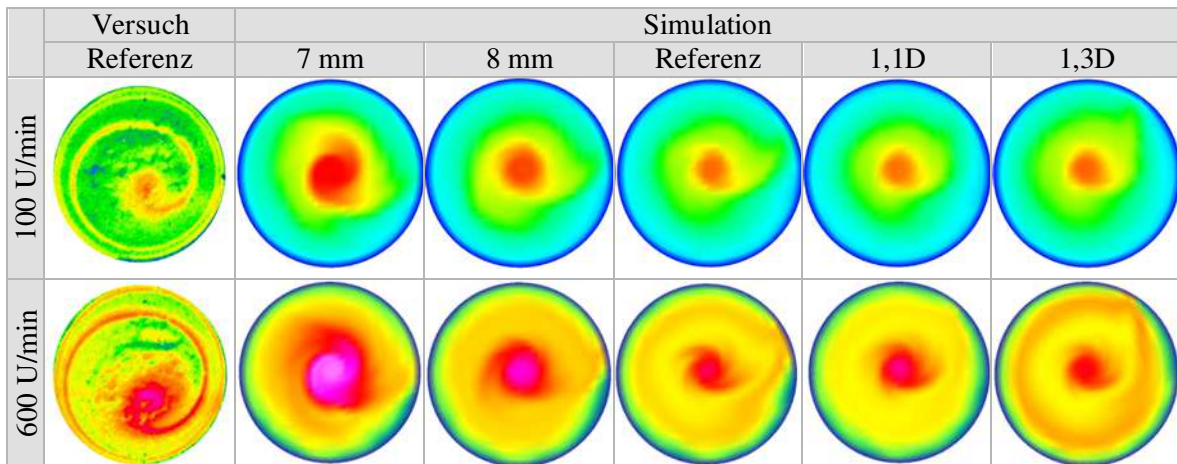


Bild 5-9 Temperaturprofile am Extruderauslass simuliert für unterschiedliche Schneckenvarianten ($0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ spez. Durchsatz, LD-PE 3010D)

Die dargestellten Bilder und hinterlegten Werte können für die Bewertung der thermischen Homogenität herangezogen werden. Da der Eingangszustand einen konstanten Wert von $190 \text{ }^{\circ}\text{C}$ darstellt, kann an dieser Stelle die Standardabweichung ohne Bezug auf die Nullmischung bewertet werden.

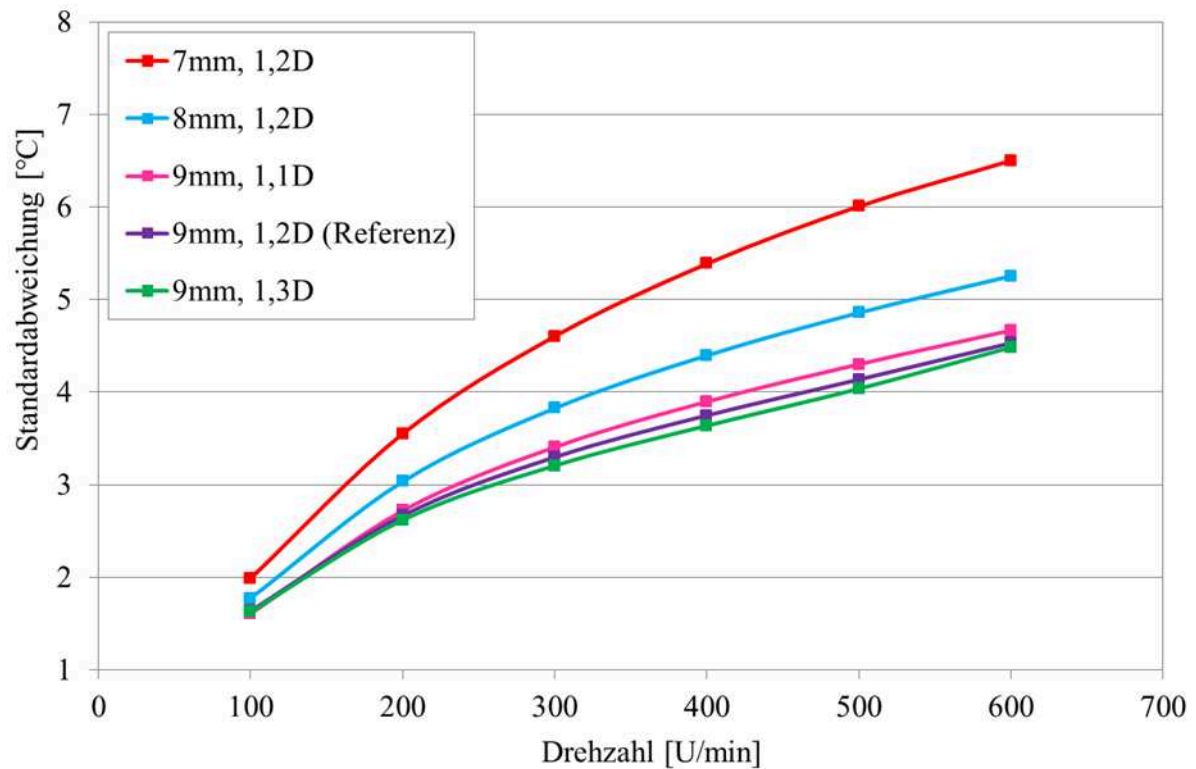


Bild 5-10 Thermische Standardabweichung berechnet für den Ausgangsquerschnitt unterschiedlicher Schneckenvarianten (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, 50 bar Gegendruck)

Bild 5-10 zeigt die berechneten Standardabweichungen für alle Schneckenvarianten. Markant ist der deutliche Einfluss der Gangtiefe auf die thermische Homogenität. Die Standardabweichung steigt mit kleinen Gangtiefen deutlich an. Der Einfluss der Gangsteigung ist in dem untersuchten Bereich vernachlässigbar.

Dissipationserwärmung

Die Auswertung der Temperaturen am Extruderausgang bringt Auskunft über die Erwärmung der Schmelze im Gesamtsystem. Die lokalen thermischen Veränderungen und Stellen mit der größten Dissipationsleistung bleiben jedoch von der Betrachtung ausgeschlossen. Um die Schneckenvarianten unter thermischen Gesichtspunkten optimieren zu können, soll nachfolgend die dissipative Erwärmung in den einzelnen Systemen betrachtet werden.

Unterschiede die zwischen den untersuchten Schneckenvarianten auftreten, können quantitativ anhand der Darstellung in Bild 5-11 verdeutlicht werden. Die Auswertung zeigt die dissipative Erwärmung entlang eines Schneckenabschnitts in der Mitte des Schneckenkanals (Gangtiefe= $h/2$). Berechnet wurde der Betriebspunkt von 600 U/min und 300 kg/h LD-PE 3010D. Aus den einzelnen Verläufen werden sowohl die unterschiedlich hohen Dissipationsniveaus der einzelnen Geometrien als auch der Anstieg der Dissipation an den Flanken sichtbar. Die Positionen der Stege werden in der Darstellung aus den Null-Werten und den angrenzenden Maxima erkennbar.

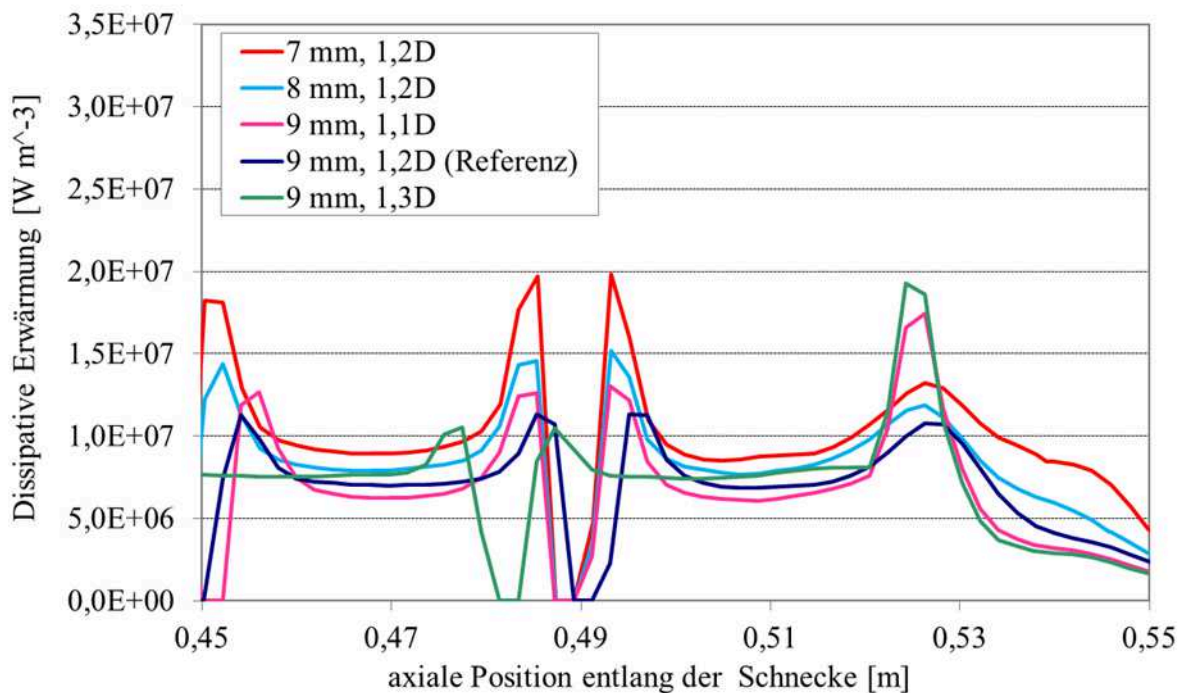


Bild 5-11 Gegenüberstellung dissipativer Erwärmung unterschiedlicher Schneckenvarianten quer zum Schneckenkanal

Wird die dissipative Erwärmung in Abhängigkeit von der Gangtiefe aufgetragen, so sind für alle Schneckenvarianten qualitativ ähnliche Verläufe erkennbar (Bild 5-12). Aufgrund der unterschiedlichen Gangtiefen (7 mm, 8 mm, 9 mm) wird eine dimensionslose Darstellung der Höhenkoordinate gewählt. Abgebildet wird jeweils eine Position in der Mitte des Kanals zwischen zwei Schneckenstegen. Für alle Schnecken kann bei etwa $y=h/2$ ein Minimum angenommen werden. Das entspricht in der Auswertung dem Bereich der niedrigsten Schergeschwindigkeiten.

Die berechneten Werte in der unmittelbaren Schneckennähe fallen stark ab. Hier sollten eigentlich größere Geschwindigkeitsgradienten als in der Kanalmitte vorliegen, die in hoher dissipativer Erwärmung resultieren. Dieser Bereich von maximal 1 mm Höhe wird in dem Berechnungsmodell durch zu grobe Netzüberlagerung der Schnecken- und/oder der Schmelzedomäne fehlerhaft abgebildet, was wiederum in numerischen Ungenauigkeiten resultiert. Eine nachträgliche Verfeinerung der Schmelzedomäne im schneckennahen Bereich und die Berechnung mit der neuen Diskretisierung bestätigen diese These. Die hieraus resultierende Wärmeentwicklung ist in Bild 5-12 gestrichelt dargestellt.

Die Berechnung mit dem feineren Netz konnte nicht auf alle Schneckentypen und Betriebspunkte umgesetzt werden. Hier traten Probleme in der Handhabung der Netzmodelle auf, bedingt durch die hohe Elementanzahl und begrenzte Rechenkapazitäten.

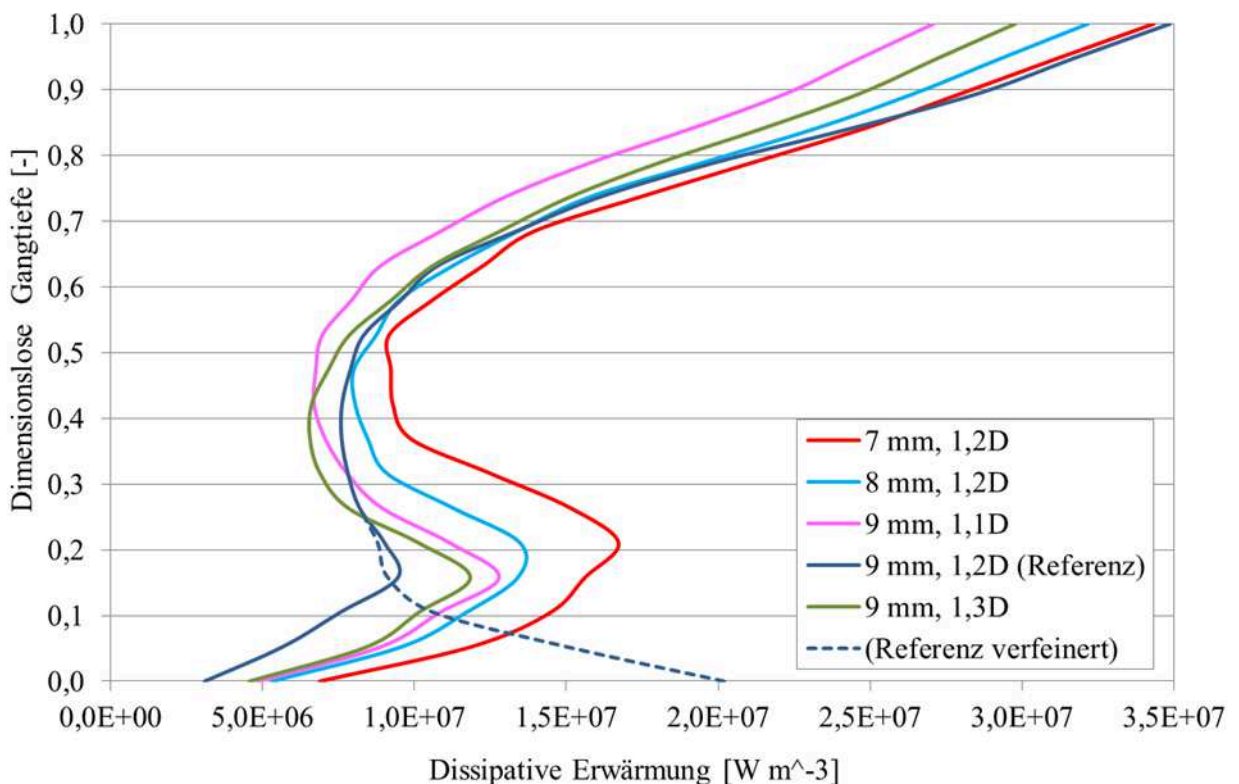


Bild 5-12 Gegenüberstellung dissipativer Erwärmung unterschiedlicher Schneckenvarianten in radialer Richtung

5.3 Mischvermögen

Analog zu der Auswertung der Mischelemente im Kapitel 4.4.3, erfolgt auch die Beurteilung der Schneckenvarianten hinsichtlich unterschiedlicher Mischkriterien. Die generellen Zusammenhänge zwischen Drehzahl und Mischgüte wurden bereits ausführlich beleuchtet. Aus dem Grund beschränkt sich die folgende Auswertung auf die Drehzahl von 600 U/min bei 300 kg/h LD-PE 3010D.

5.3.1 Verweilzeiten

Für die Auswertung der einzelnen Schneckenvarianten werden analog zu Kapitel 4.4.3 Bahnlinien nach den vorgestellten Kriterien herangezogen. Aus allen Bahnlinien werden die Mittelwerte der Verweilzeiten gebildet, die allerdings in der Gegenüberstellung nur wenig Unterschiede aufzeigen (Bild 5-13). Der Vergleich der Verweilzeitspannweiten dagegen macht den Einfluss der Gangsteigung auf die maximalen Werte deutlich. Bei der Gangsteigung von 1,1D steigt die maximale Verweilzeit um etwa 40 % gegenüber der Referenzschnecke. Die höchste Gangsteigung von 1,3D führt zu einer Absenkung der maximalen Verweilzeit von 9,4 s (Referenzschnecke) auf etwa 8,5 s.

Für die Schneckenvarianten mit unterschiedlicher Gangtiefe sind die Differenzen weniger markant ausgeprägt, weshalb auf eine Interpretation der Ergebnisse an dieser Stelle verzichtet wird.

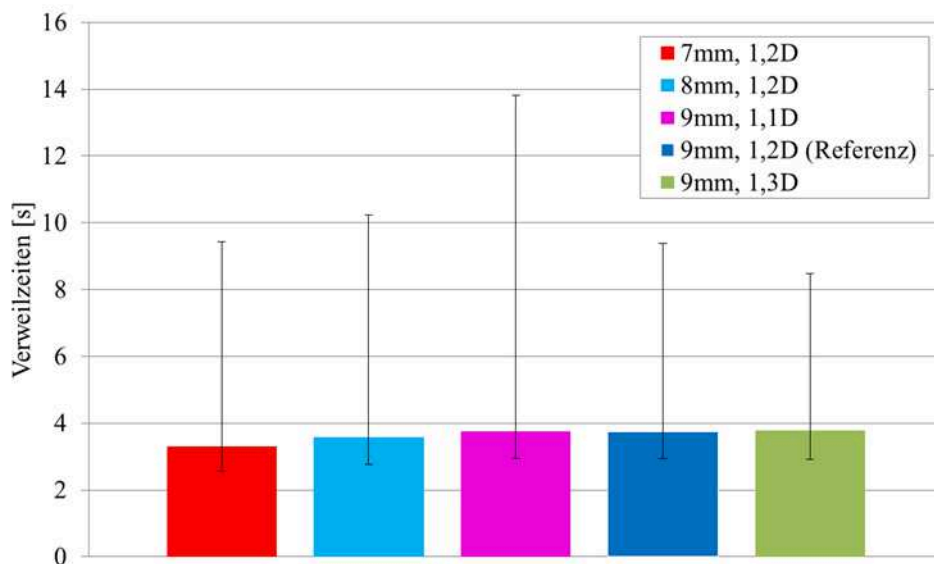


Bild 5-13 Mittelwert der Verweilzeit (und minimalen und maximalen Größen) berechnet für unterschiedliche Schneckenvarianten bei 300 kg/h LD-PE 3010D und 600 U/min

5.3.2 Schub- und Dehnspannungen

Werden die maximalen Schubspannungen aufgetragen, so sind zwischen den unterschiedlichen Gangtiefen keine signifikanten Abweichungen erkennbar. Mit zunehmender Gangsteigung werden die maximalen Schubspannungen größer. Die maximalen Dehnspannungen dagegen folgen keinen geometriebedingten Einflüssen (Bild 5-14).

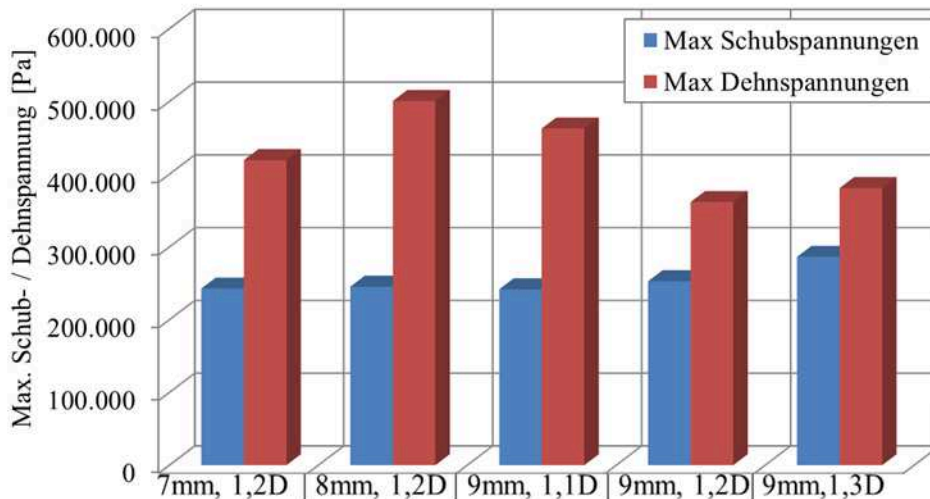


Bild 5-14 Maximale Schub- und Dehnspannungen, berechnet entlang der Bahnlinien für unterschiedliche Schneckenvarianten

5.3.3 Mixing Index

Die Auswertung des Mixing Index konzentriert sich auf die entlang aller Bahnlinien ermittelten Maximalwerte. Diese steigen mit größerer Gangtiefe (Bild 5-15). Die Erhöhung der Gangsteigung führt zu keinem sichtbaren Einfluss. Alle berechneten Geometrien weisen in etwa die gleichen Spannweiten der Maximalwerte auf.

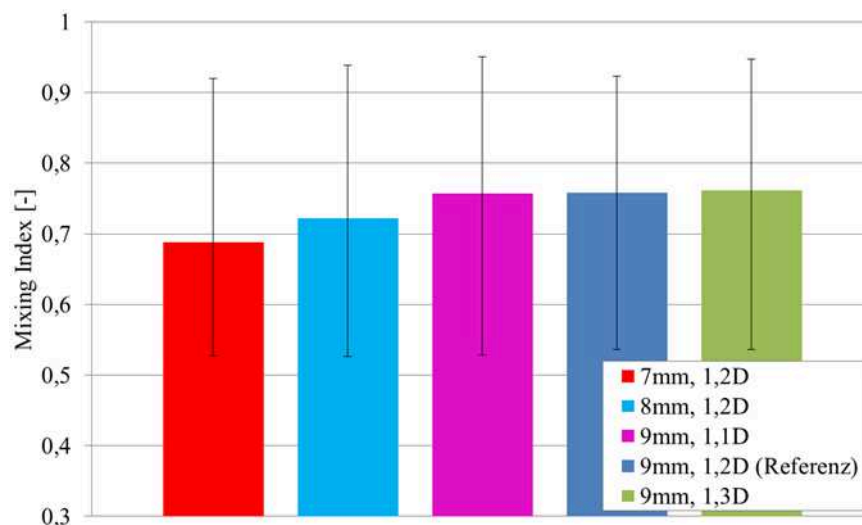


Bild 5-15 Mixing Index, Auswertung der Bahnlinien-Maximalwerte (Mittelwert, Max und Min)

6. Fazit und Ausblick

Im Rahmen dieser Arbeit wird das Betriebsverhalten von Scher- und Mischteilen bei einem Extrudersystem mit schnelldrehenden Schnecken untersucht.

Zu Beginn der experimentellen Untersuchungen werden typische Einstellmöglichkeiten am System als Einflussgrößen auf die Schmelzeigenschaften beleuchtet. Der Einfluss der Zylindertemperierung auf die Schmelztemperatur wird nur bei kleinen Drehzahlen (bis 400 U/min) beobachtet.

Mit steigendem Gegendruck wird ein proportionaler Anstieg des gesamten Druckniveaus im Mischteil gemessen. Dieses hat allerdings für die untersuchten Druckbereiche keinen Einfluss auf die Temperaturerhöhung und die thermische Homogenität. Das thermische Verhalten wird dafür umso mehr durch den spezifischen Durchsatz beeinflusst. Sinkt der spezifische Durchsatz, steigt nicht nur die Schmelztemperatur, auch die thermische Homogenität wird beeinträchtigt. Die stoffliche Mischgüte dagegen scheint mit sinkenden spez. Durchsätzen etwas besser zu werden.

Die im Anschluss untersuchten Mischelemente weisen starke Unterschiede im Betriebsverhalten auf.

Der TMR-Mischer zeigt für hohe spezifische Durchsätze ($0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$) den höchsten Druckverbrauch und den höchsten Temperaturanstieg. Wird der spezifische Durchsatz reduziert ($0,25 \text{ kg/h/min}^{-1}$), kann eine ähnliche Temperaturentwicklung wie bei der Referenzschnecke beobachtet werden. Zudem weist dieser Mischer die besten stofflichen und sehr gute thermische Homogenisierungseigenschaften auf. Die stoffliche Homogenität ist dabei für große Drehzahlbereiche beinahe konstant.

Das Verhalten des Kreuzlochmischers ist mit dem des TMRs vergleichbar. Auch hier werden bei kleineren spezifischen Durchsätzen moderate Schmelztemperaturen und Druckverbräuche gemessen. Für hohe spezifische Durchsätze allerdings steigen die Druckverbräuche stark an. Mit steigender Drehzahl verbessert sich die thermische und stoffliche Mischwirkung maßgeblich.

Der N-Mischer zeigt als einziger Mischer sowohl eine Druck abbauende als auch aufbauende Wirkung. Diese ist von dem spezifischen Durchsatz abhängig, wobei der Mischer unterhalb von $0,35 \text{ kg/h/min}^{-1}$ förderwirksam arbeitet. Die Auswertung der Schmelztemperaturen zeigt für breite Drehzahlbereiche konstante Werte. Die Auswertung der thermischen Homogenität zeigt bei dem N-Mischer die besten Resultate aller untersuchten Mischelemente. Die stoffliche Homogenität wird wie bei allen bereits vorgestellten Systemen mit steigender Drehzahl verbessert.

Insgesamt zeigt mit höheren Drehzahlen nur die Referenzschnecke schlechtere stoffliche Homogenitätswerte. Die thermische Mischgüte wird für die Referenzschnecke mit steigender Drehzahl zwar besser, liegt im Vergleich zu den anderen Systemen deutlich darunter.

Ergänzend zu den praktischen Erfahrungen wurden für alle untersuchten Systeme CFD-Simulationen durchgeführt. Dabei ist eine realitätsnahe Abbildung des Betriebsverhaltens vor allem von der Kenntnis relevanter thermodynamischer Größen abhängig. Sind die erforderlichen Größen bekannt, kann das Systemverhalten sehr genau berechnet werden. Dabei sind jedoch die Möglichkeiten der Simulation teilweise noch stark eingeschränkt. Für weiterführende Berechnungen wäre eine Erweiterung der Softwareeinstellungen um die Vorgabe eines Temperaturprofils am Systemeingang und der unterschiedlichen Zylindertemperaturen längs des Extruders wünschenswert. Zusätzlich könnte durch feinere Diskretisierung der Geometrie der Schneckenleckspalt abgebildet werden. Das ist mit der momentan vorhandenen Hardware in dem gewünschten Umfang nicht möglich. Die Berücksichtigung von Wärmeleitungseffekten und Wärmetransport durch die Schnecke in Richtung Antrieb würde wahrscheinlich die Genauigkeit der Berechnung noch mal erhöhen.

Die konstante Schmelzetemperatur am Eingang in das Berechnungssystem führt dazu, dass die experimentellen und berechneten Ergebnisse zwar unterschiedliche quantitative Ergebnisse aufzeigen, allerdings für sich betrachtet plausible Werte liefern. Die qualitative Gegenüberstellung der thermischen Homogenität für unterschiedliche Mischer zeigt sowohl in der Simulation als auch im Experiment die besten Ergebnisse mit dem N-Mischer. Die berechneten Mischgütemaße des Kreuzloch- und TMR-Mischers sind auf vergleichbaren Niveaus, was ebenfalls in den Versuchen bestätigt werden konnte. Die Berechnung der Referenzschnecke liefert jedoch abweichende Ergebnisse in Bezug zu der experimentellen Auswertung.

Für die Auswertung der stofflichen Homogenität anhand der Simulationsergebnisse wurden einige Kriterien vorgestellt und analysiert. Dazu wurden Systemgrößen wie Verweilzeiten oder Schub- und Dehnspannungen entlang von Bahnlinien ausgewertet. Für alle Systeme mit Ausnahme des TMRs wurden ähnliche Verweilzeitspektren berechnet. Der TMR zeigt hier deutlich schlechteres Verhalten. Die Gegenüberstellung der lokalen Spannungsmaxima zeigt für höhere Drehzahlen stark ansteigende Werte, wobei im Einzelfall geprüft werden sollte, ob dabei die kritischen Größen erreicht werden.

Die folgende Tabelle soll qualitativ die Auswertung der wichtigsten Prozesseigenschaften der untersuchten Mischelemente zusammenfassen. Diese kann für zukünftige Arbeiten die Entscheidung zu einer bestimmten Mischervariante erleichtern.

	Druckentwicklung	Temperaturentwicklung	Stoffliche Homogenität	Thermische Homogenität
Referenzschnecke	+++	++	---	---
N-Mischer	++	+	+	+++
Kreuzlochmischer	-	+	+	++
TMR	---	--	+++	++

Im letzten Teil der Arbeit wurde die Referenzschnecke bezüglich der Gangtiefe und Gangsteigung variiert und in vier unterschiedlichen Ausführungen simuliert. Hierbei konnte z. B. der Einfluss der geometrischen Abmessungen auf das Druckverhalten deutlich gemacht werden. Für die Schnecke mit der größten Gangsteigung (1,3D) wird der höchste Druckaufbau berechnet. Hier wären ergänzende Berechnungen mit noch größerer Gangsteigung von Interesse.

Zudem wurden für variierende Gangtiefen (7 mm, 8 mm, 9 mm) starke Unterschiede bei der thermischen Homogenität festgestellt. Dabei zeigt die Schnecke mit der kleinsten Gangtiefe den höchsten Temperaturanstieg und die größten Temperaturstreuungen.

Analog zu der Auswertung der Mischelemente wurden auch hier exemplarisch die Verweilzeiten und die Schub- und Dehnspannungen entlang von Bahnlinien ausgewertet. Die größte Gangsteigung führt hier beispielsweise zu den höchsten Schubspannungen. Ob diese mit den reellen Werten korrelieren, müsste im Einzelnen überprüft werden.

Insgesamt bringt die CFD-Simulation eine Fülle an Informationen mit sich, die jedoch nicht immer eindeutig interpretierbar sind und/oder validiert werden müssen. In der vorliegenden Arbeit werden einige Vorschläge zu Auswertung solcher Werte vorgestellt, wobei diese Methoden in zukünftigen Arbeiten umfassender untersucht werden sollten.

7. Zusammenfassung/Summary

Die im Rahmen dieser Dissertation durchgeführten Arbeiten befassen sich mit der experimentellen und theoretischen Untersuchung des Betriebsverhaltens von Scher- und Mischteilen bei einem Extrudersystem mit schnelldrehenden Schnecken.

Für Betriebsbandbreiten in Bereichen der Hochgeschwindigkeitsextrusion ist die verfahrenstechnische Anpassung der gesamten Extrudereinheit notwendig. Mit hohen Drehzahlen werden z. B. spezielle Anforderungen an das Antriebs- oder Heiz-/Kühlsystem definiert. Ebenso stehen bei der Auslegung der Schnecke anderweitige Kriterien im Vordergrund. Schnecken, die in High-Speed-Anlagen eingesetzt werden, besitzen längere Einzugs- und Aufschmelzzonen und arbeiten gegenwertig ohne dynamische Mischelemente. Diese konnten bisher nicht an die Prozessgegebenheiten in hohen Drehzahlbereichen angepasst werden. Im Hinblick auf größere Materialbandbreiten und Schnecken mit kleineren Durchmessern sind jedoch dynamische Mischer in der Austragszone unumgänglich.

Aus diesem Grund stehen im Fokus dieser Arbeit die Analyse und Optimierung der Austragszone von Einschneckenextrudern mit schnelldrehenden Schnecken. Die Untersuchung konzentriert sich auf weitverbreitete Polyolefintypen und einen Schneckendurchmesser von 35 mm. Die Größe der Schnecke resultiert aus dem in der Praxis häufig geforderten Durchsatzspektrum von etwa 200 bis 300 kg/h. Hierbei wird die Schmelzeaustragszone entkoppelt von dem Einzug und der Plastifizierungszone betrachtet. Für die Untersuchungen werden Mischteile ausgesucht, die sich aufgrund ihrer Bauformen stark im Betriebsverhalten voneinander unterscheiden. Als Referenz dient eine eingängige Schnecke ohne zusätzliche Mischelemente. Die untersuchten Scher- und Mischteile werden mit Drehzahlen von bis zu 1000 U/min und Durchsätzen von bis zu 325 kg/h betrieben.

Die experimentelle Analyse beinhaltet die Auswertung des Druckes, der Schmelzetemperatur und der stofflichen Homogenität in Abhängigkeit von der Drehzahl, des spezifischen Durchsatzes und des Gegendruckes. Hierbei werden die enormen Einflüsse der unterschiedlichen Mischergeometrien sichtbar. So zeigt neben der Referenzschnecke auch der N-Mischer teilweise druckaufbauendes Verhalten auf. Der TMR- und der Kreuzlochmischer dagegen konnten ausschließlich als Druckverbraucher betrieben werden. Der TMR zeigt mit steigender Drehzahl die höchste Temperaturentwicklung auf. Der N-Mischer liegt bei der Temperaturentwicklung teilweise auf dem niedrigen Niveau der Referenzschnecke. Die stoffliche Homogenität wird mit steigender Drehzahl bei allen vorgestellten Systemen verbessert.

Die Bewertung der einzelnen Mischer hinsichtlich der stofflichen Homogenität wird in der Arbeit kritisch diskutiert. Hier deckt sich der visuelle Eindruck der Proben teilweise nicht mit der statistischen Auswertung der digitalen Aufnahmen. Hier sollten zukünftig Auswerteverfahren berücksichtigt werden, die nicht auf der Normalverteilung basieren.

Zusätzlich wird bei der experimentellen Untersuchung eine Methode zur ganzheitlichen Beurteilung der thermischen Homogenität des Extrudates vorgestellt, die auf der Infrarotthermometrie basiert. Diese ist mit Hinblick auf die Untersuchungsziele besonders interessant. Der Vergleich mit unterschiedlichen Temperatur-Messmethoden zeigt dabei die enormen Vorteile dieses Verfahrens. Anhand der neuartigen Analysemöglichkeit werden die Einflüsse von Verfahrensparametern (wie Gegendruck oder spezifischer Massedurchsatz) auf die thermische Homogenität diskutiert. Aufbauend auf dieser Auswertemethode konnte erstmalig ein qualitativer Zusammenhang zwischen der stofflichen und thermischen Homogenität hergestellt werden.

Die experimentelle Untersuchung wird durch dreidimensionale, nicht-isotherme und nicht-newtonsche CFD-Simulationen unterstützt. Dabei werden bei allen Mixern eine hohe Netzqualität und somit auch eine Berechnungsrobustheit erreicht. In einer Parameteranalyse werden zahlreiche Einflüsse auf die Berechnungsqualität erörtert. Hierzu gehören sowohl softwareinterne Einstellungen als auch Materialparameter und thermische Randbedingungen. Da die letzteren teilweise nicht zur Verfügung stehen, muss das thermodynamische Verhalten teils abgeschätzt oder iterativ ermittelt werden. Sind die erforderlichen Größen bekannt, kann das Systemverhalten sehr genau berechnet werden. Die durchgeführten Simulationen werden anhand der experimentell ermittelten Größen (Druck und Temperatur) validiert und zeigen sehr gute Übereinstimmungen.

Für die Auswertung der stofflichen Homogenität anhand der Simulationsergebnisse werden einige Kriterien vorgestellt und analysiert. Dazu werden Systemgrößen wie Verweilzeiten oder Schub- und Dehnspannungen entlang von Bahnlinien ausgewertet. Bis auf die höheren Werte des TMR-Mischers werden bei allen anderen Mixern keine signifikanten Unterschiede in der Verweilzeitcharakteristik festgestellt. Die Gegenüberstellung der lokalen Spannungsmaxima zeigt bei allen Mixern für höhere Drehzahlen stark ansteigende Werte, die sich teilweise negativ auf die Eigenschaften des Endproduktes auswirken können.

Werden alle experimentellen und theoretischen Ergebnisse zusammengefasst, so ergeben sich einige interessante Ansätze für die Auslegung von Extrudern mit schnelldrehenden Schnecken. Hier bietet z. B. der N-Mischer hohes Entwicklungspotenzial. Andere Konzepte, wie der Kreuzlochmischer sind zwar ebenfalls für Hochgeschwindigkeitsanwendungen denkbar, hierbei sollten jedoch einige verfahrenstechnische Einschränkungen berücksichtigt werden.

Neben der Berechnung der Scher- und Mischteile werden für die untersuchte Referenz-Schneckenengeometrie einige geometrisch abgeänderte Varianten untersucht. Anhand der Simulationen werden grundsätzliche Abhängigkeiten der Drehzahl auf das Betriebsverhalten bei unterschiedlichen Gangtiefen und Gangsteigungen vorgestellt. Hierbei sind für Anwendungen mit schnelldrehenden Schnecken vor allem die Varianten mit größerer Gangsteigung (1,3D) von Bedeutung. Diese zeigen mit steigenden Drehzahlen eine hohe druckaufbauende Wirkung bei durchschnittlichem Temperaturanstieg.

In the focus of this dissertation stands the experimental and theoretical investigation of the operating performance of mixing elements in single-screw extruders with high rotating screws.

For processing ranges in areas of high-speed, the technical adjustment of the whole extrusion line is needed. With high revolution speeds, other demands for the drive or heating/cooling system are defined. In addition, other criteria are required for the screw design.

High-speed extruder screws need longer feeding and melting section and work without dynamic mixing elements. Mixers could not be adapted up to now to the process requirements. Nevertheless, with regard on bigger material bandwidth and screws with smaller diameters dynamic mixers are unavoidable.

For this reason, the focus of this work is to analyze and optimize the metering section of single screw extruders with high rotating screws. The investigation focuses on widespread polyolefin and a screw diameter of 35 mm. The size of the screw results from the in practice often required throughput range from about 200 to 300 kg/h. For the experiments mixing elements are chosen, which differ greatly because of their designs and the operating performance.

The investigated mixing elements run at speeds of up to 1000 rpm and throughputs of up to 325 kg/h.

The experimental analysis includes the evaluation of pressure, melt temperature and material homogeneity, depending on the screw speed, the specific flow rate and back pressure. In the experimental investigation the influence of the different mixing geometries are visible. Thus, besides the reference screw also the N-Mixer shows partially pressure-building behavior. The TMR and the cross-hole mixer could only be operated on the loss-of-pressure conditions. Increasing the screw speed, the TMR shows the highest temperature development. At the temperature development, the N-Mixer is partly due to the low level of the reference screw. The material homogeneity improves with increasing screw speed for all analyzed systems.

Beside the evaluation of typical processing parameters, like pressure and melt temperature a new method for the practical investigation of the thermal homogeneity is presented. The comparison with various temperature measuring techniques shows the enormous benefits of this procedure. This is especially interesting with regard on the investigation aims. In this work influence on the thermal and material homogeneity are discussed and the correlation between these two dimensions are worked out.

The experimental investigation is supported by three-dimensional, non-isothermal and non-newtonian CFD-Simulations. Furthermore, numerous influences on the calculation quality are discussed, including software-internal settings, as well as material parameters and thermal boundary conditions. Considering the fact that thermal boundary conditions are not available, the thermody-

dynamic behavior can be partly estimated or determined iteratively. Are the required variables known, the system behavior can be calculated very accurately. The simulations are validated with the help of the experimentally ascertained data (pressure and temperature) and show good agreement.

From the simulation results, different mixing criteria are derived and discussed. These system variables such as residence time, shear and tensile stress are evaluated along the path lines. With the exception of the higher values of TMR mixer, with all other mixers are no significant differences found in the residence time characteristics.

From all experimental and theoretical investigations, some interesting approaches result for the design of screws for high rotating screw extruders. Here, for example, the N-mixer has a high development potential. Other concepts, such as the cross-hole mixers, are also feasible for high-speed applications; in this case, however, certain procedural limitations are considered.

Beside the calculation of the mixing elements, some geometrical variations of the reference screw are examined. By use of simulations, for high-speed ranges basic interrelations between the screw flight deep and pitch and the processing behavior are investigated. For applications with high rotating screws, especially the variants with a greater pitch ($1.3 D$) are important. At higher screw speeds these design shows a high pressure-building effect and average temperature rise.

8. Anhang

8.1 Literaturverzeichnis

- | | | |
|----------|--|---|
| [Ale05a] | Alemaskin, K. | Entropic Measures of Mixing in Application to Polymer Processing, Dissertation, Case Western Reserve University, 2005 |
| [Ale05b] | Alemaskin, K.,
Manas-Zloczower, I. | Color Mixing in the Metering Zone of a Single Screw Extruder: Numerical Simulations and Experimental Validation, <i>Polymer Engineering & Science</i> , 45, S. 1011–1020, 2005 |
| [And80] | Anders, S.,
Brunner, D. | Untersuchungen zur Mischgüte beim Extrudieren I, <i>Experimentelle Bestimmung</i> , <i>Plaste und Kautschuk</i> , 27, S. 320-324; 1980 |
| [Ang09] | Anger, K.,
Potente, H.,
Schöppner, V.,
Enns, E.,
Giese, E. | Dynamic Temperature and Pressure Measurement in Polymer Processing, <i>WAK-Zeitschrift Kunststofftechnik (Journal of Plastics Technology)</i> , 5, S. 31-47, 2009 |
| [Ash66] | Ashton, M. D.,
Valentin, F. H. H. | The Mixing of Powders and Particles in Industrial Mixers, <i>Transactions of the Institution of Chemical Engineers</i> , Vol. 44, S. 166-188, 1966 |
| [Bat09] | N.N. | Schnellläufer wird standardisiert, <i>Pressemitteilung der Battenfeld Extrusionstechnik GmbH</i> , 2009 |
| [Bec59] | Beck, E. | Leistungssteigerung bei Schneckenpressen, <i>Kunststoffe</i> Bd. 49, Heft 7, S. 315-321, 1959 |
| [Big74] | Bigg, D.,
Middleman, S. | Mixing in a Screw Extruder. A Model for Residence Time Distribution and Strain, <i>Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals</i> , 13, S. 66–71, 1974 |
| [Boo63] | Booy, M. L. | Influence of channel curvature on flow, pressure distribution, and power requirements of screw pumps and melt extruders, <i>Polymer Engineering & Science</i> , 3, S. 176–185, 1963 |
| [Bos73] | Bose, D. | Einschneckenextruder mit genuteter und gekühlter Einzugszone für die Verarbeitung von hochmolekularen PE-Pulvern und PE-Granulat, <i>Geänderter Sonderdruck der BASF AG, basierend auf Industrieanzeiger</i> 95, 1973 |
| [Bro72] | Broyer, E.,
Tadmor, Z. | Solids Conveying in Screw Extruders – Part I: A modified Isothermal Model, <i>Polymer Engineering & Science</i> , 12, S. 12-24, 1972 |
| [Cha01] | Chang, R. Y.,
Hsu, C., Yang, W.H.,
Yang, W. L., Hsu, D. | Three-Dimensional Numerical Analysis of the Single Screw Plasticating Extrusion Process, <i>ANTEC 2001 Conference Proceedings</i> , S. 5, 2001 |
| [Che89] | Cheng, J.,
Manas-Zloczower, I. | Hydrodynamic Analysis of a Banbury Mixer, <i>Polymer Engineering & Science</i> , 29, S. 701-708, 1989 |
| [Chi95] | Chiruvella, R. V.,
Jaluria, Y.,
Abib, A. H. | Numerical simulation of fluid flow and heat transfer in a single-screw extruder with different dies, <i>Polymer Engineering & Science</i> , 35, S. 261–273, 1995 |
| [Cho81] | Choo, K. P.,
Hami, M. L.,
Pittmann, J. F. T. | Deep Channel Operating Characteristics of a Single Screw Extruder, Finite element predictions and experimental results for isothermal non-Newtonian flow, <i>Polymer Engineering & Science</i> , 21, S. 100- 104,1981 |
| [Con07] | Connelly, R. K.,
Kokini, J. L. | Examination of the mixing ability of single and twin screw mixers using 2D finite element method simulation with particle tracking, <i>Journal of Food Engineering</i> , 79, S. 956-969, 2007 |

-
- | | | |
|---------|--|--|
| [Con08] | Conzen, C. | Numerische und experimentelle Untersuchungen zu Transportvorgängen in Schneckenmaschinen, Dissertation, Universität Kassel, 2008 |
| [Czy91] | Czyborra, L. | Mischvorgänge in Einschneckenextrudern, eine Analyse am Beispiel von Rautenmischteilen, Dissertation, RWTH Aachen, 1991 |
| [Dan52] | Danckwerts, P. V. | The definition and measurement of some characteristics of mixtures, Applied Scientific Research, Vol. 3 (A), S. 279-296, 1952 |
| [Dar56] | Darnel, W. H.,
Mol, E. A. J. | Solids Conveying in Extruders, SPE Journal, 12, S. 20-29, 1956 |
| [Den04] | Dengler, T. | Erfahrungen und Ergebnisse mit Schnellläufern, VDI Tagungsband „Extrusionstechnik 2004“, S. 141-158, 2004 |
| [Dev02] | Devezas, T. C.,
Corredine, J. T. | The nonlinear dynamics of technoeconomic systems: An informational interpretation, Technological Forecasting & Social Change, 69, S. 317–357, 2002 |
| [Fab06] | Fabry, G. | Praxiserfahrung mit Schnellläufern zur Herstellung von Polystyrol-Folien, VDI-Tagungsband „Der Einschneckenextruder von Morgen“, S. 133-141, Baden-Baden, 2006 |
| [Fal10] | Falter, W. | Die Weltkarriere der deutschen Chemie- und Kunststoffbranche, 7. Branchentag kunststoffland NRW e.V., Paderborn, 2010 |
| [Fei85] | Feistkorn, W. | Praktische Auslegung und Optimierung von Platifizierextrudern, Dissertation, RWTH Aachen, 1985 |
| [Fen77] | Fenner, R. T. | Developments in the analysis of steady screw extrusion of polymers, Polymer, 18, S. 617-635, 1977 |
| [Flu69] | Flumerfelt, R. W.,
Pierick, M. W.,
Cooper, S. L.,
Bird, R. B. | Generalized Plane Couette Flow of a Non-Newtonian Fluid, Industrial & Engineering Chemistry, 8, S. 354–357, 1969 |
| [Gal01] | Galaktionov, O. S.,
Anderson, P. D.,
Kruijt, G. M.,
Peters, G. W. M.,
Meijer, H. E. H. | A mapping approach for three-dimensional distributive mixing analysis, Computer & Fluids, 30, S. 271-289, 2001 |
| [Gal02] | Galaktionov, O. S. | Optimization of distributive mixing: from prototype flows to industrial devices, Dissertation, University of Technology Eindhoven, 2002 |
| [Gal03] | Galaktionov, O. S.,
Anderson, P. D.,
Peters, G. W. M.,
Meijer, H. E. H. | Analysis and Optimization of Kenics Static Mixers, International Polymer Processing, 18, S.138-150, 2003 |
| [Gho04] | Ghoreishy, M. H. R.,
Razavi-Nouri, M. | Modeling the Flow in the Metering Zone of Single Screw Extruders Using a Helical Geometry Model, International Polymer Processing, 19, S. 95-100, 2004 |
| [Gei84] | Geiger, K.,
Kühnle, H. | Analytische Berechnung einfacher Scherströmungen aufgrund eines Fließgesetzes vom Carreauschen Typ, Rheologica Acta, 23, S. 355-367, 1984 |
| [Gri62] | Griffith, R. M. | Fully developed Flow in Screw Extruders, Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals, 1, S. 180-187, 1962 |
| [Gup90] | Gupta, M.,
Kwon, T. H. | 3-D Flow Analysis of Non-Newtonian Viscous Fluids Using “Enriched” Finite Elements, Polymer Engineering & Science, 30, S. 1420–1430, 1990 |
| [Gro11] | Großmann, M. | Effizienz- und Leistungssteigerung durch alternative Plastifizierungstechnik, 8. Duisburger Extrusionstagung, 2011 |

- [Grü03] Grünschloß, E. Helibar – Ein universelles Plastifiziersystem für Einschnecken-Extruder und Spritzgießmaschinen, 18. Stuttgarter Kunststoff-Kolloquium, 2003
- [Hae07] Häder, W. Entwicklungsstand Einschneckenextruder, VDI Tagungsband „Extrusionstechnik 2007“, S. 271-291, 2007
- [Hae10] Häder, W. Polyolefin-Rohrextrusion – innovativ und nachhaltig, VDI Tagungsband „Extrusionstechnik 2010“, S. 33-52, 2010
- [Han91] Han, Ch. D., Lee, K. Y., Wheeler, N. C. A study on the performance of the maddock mixing head in plasticating single-screw extrusion, Polymer Engineering & Science, 31, S. 818–830, 1991
- [Hen74] Hensen, F., Gathmann, E. Fortschritte in der Extrusionstechnik durch Optimieren getrennter Verfahrensschritte, Kunststoffe 64/7, S. 343-349, 1974
- [Hen00] Hennes, J. Ermittlung von Materialkennwerten von Kunststoffschüttgütern und Simulation der Vorgänge im Einzugsbereich von konventionellen Einschneckenextrudern, Dissertation, RWTH Aachen, 2000
- [Hét10] Hétu, J. F., Ilinca, F. Finite Element Solution of the Flow in Single and Twin-Screw Extruders, Proceedings of the Polymer Processing Society, 26th Annual Meeting, Banff (Canada), 2010
- [Hev10] N.N. Extruder-Grundlagen, Geschichte der Extrusion, <http://www.hevo-plastics.com>.
- [Hut99] Hutchinson, B. C., Rios, A. C., Osswald, T. A. Modeling the Distributive Mixing in an Internal Batch Mixer, International Polymer Processing 14, S. 315-321, 1999
- [Hyu97] Hyun, K. S., Spalding, M. A. A New Model for Solids Conveying in Single-Screw Plasticating Extruders, Conference Proceedings of SPE ANTEC 1997, S. 211-218, 1997
- [Him99] Himanshu, R. S. Ultra high speed extrusion of various polymers, Conference Proceedings of SPE ANTEC, S. 140-144, 1999
- [Imh04] Imhoff, A. Dreidimensionale Beschreibung der Vorgänge in einem Einschneckenplastifizierextruder, Dissertation, RWTH Aachen, 2004
- [Jun98] Jungemann, J. Verbesserte Modellbildung am Glattrohr-Plastifizierextruder, Dissertation, Universität Paderborn, 1998
- [Kac03] Kaczmarek, D., Wortberg, J. A new high speed extruder with melt separation, Conference Proceedings of SPE ANTEC, 2003
- [Kac04] Kaczmarek, D. Feststoffförderung und alternative Plastifizierung bei der Extrusion, Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2004
- [Kha98] Khayat, R. E., Derdouri, A., Frayce, D. Boundary element analysis of three-dimensional mixing flow of Newtonian and viscoelastic fluids, International journal for numerical methods in fluids, 28, S. 815-840, 1998
- [Kim96a, b] Kim, S. J., Kwon, T. H. Enhancement of mixing performance of single-screw extrusion processes via chaotic flows, Part I. Basic concepts and experimental study
Part II. Numerical study, Advances in Polymer Technology, 15, S. 41–54 and 55-69, 1996
- [Kim06] Kim, N., Kim, H., Lee, J. Numerical analysis of internal flow and mixing performance in polymer extruder I: Single screw element, Korea-Australia Rheology Journal, 18, S. 143-151, 2006
- [Koh07] Kohlgrüber, K. Der gleichläufige Doppelschneckenextruder: Grundlagen, Aufbau, Anwendungen, Fachbuch, Hanser Verlag, 1. Auflage, 2007

-
- | | | |
|---------|---|---|
| [Kra81] | Krassowski, G.,
Menning, G. | Bestimmung der Pigmentverteilung in Kunststoffen mit Hilfe der Neutronenaktivierung und Autoradiographie, Die Angewandte Makromolekulare Chemie, 95, S. 171–184, 1981 |
| [Kre04] | Kretschmer, K. | Untersuchung und Beschreibung des Prozess- und Mischverhaltens von Mischelementen für Gleichdrall-Doppelschneckenextruder, Dissertation, Universität Paderborn, 2004 |
| [Kro65] | Kroesser, F. W.,
Middleman, S. | The calculation of screw characteristics for the extrusion of non-Newtonian melts, Polymer Engineering & Science, 5, S. 230–234, 1965 |
| [Kru79] | Kruder, G.,
Ridenour, R. | New concepts spur development of ultra-high-speed extrusion, Plastics & Engineering, S. 29-33, 1979 |
| [Kwa02] | Kwag, D. S.,
Lyu, M. Y.,
Kim, W. S. | A 3D Numerical Study of Fluid Flow and Heat Transfer in a Single Screw Extruder, International Polymer Processing, 17, S.95-101, 2002 |
| [Lan88] | Langhorst, H. | Praktische Entwicklung von Schnecken für Hochleistungsextruder, Dissertation, RWTH Aachen, 1988 |
| [Lau87] | Laun, H. M. | Rheologie von Kunststoffschmelzen mit unterschiedlichem molekularem Aufbau, Kautschuk Gummi Kunststoffe, 40, S. 554-562, 1987 |
| [Lin85] | Lindt, J. T.,
Elbirli, B. | Effect of the cross-channel flow on the melting performance of a single-screw extruder, Polymer Engineering & Science, 25, S. 412–418, 1985 |
| [Lin98] | Lin P.,
Jaluria, Y. | Conjugate thermal transport in the channel of an extruder for non-newtonian fluids, International Journal of Heat and Mass Transfer, 41, S. 3239-3253, 1998 |
| [Lor92] | Lomellini, P. | Williams-Landel-Ferry versus Arrhenius behavior: polystyrene melt viscoelasticity revised, Polymer, 33, S. 4983-4989, 1992 |
| [Mad59] | Maddock, B. H. | A visual analysis of Flow and mixing in extruder screws, SPE Journal, Tech. Papers, 15, S. 383-389, 1959 |
| [Man01] | Manas-Zloczower, I.,
Wang, W. | Temporal Distributions: The Basis for the Development of Mixing Indexes for Scale-up of Polymer Processing Equipment, Polymer Engineering & Science, 41, S. 1068–1077, 2001 |
| [Man04] | Manas-Zloczower, I.,
Alemaskin, K.,
Camesasca, M.,
Kaufman, M. | Entropic mixing characterization in a single screw extruder, Conference Proceedings of SPE ANTEC 2004, 1, S. 167-172, 2004 |
| [Man09] | Manas-Zloczower, I. | Mixing and Compounding of Polymers, Theory and Practice, 2 nd Edition, Carl Hanser Verlag, 2009 |
| [Mck62] | McKelvey, J. M. | Polymer Processing, Buch, John Wiley & Sons Inc, 1962 |
| [Mei91] | Meijer, H. E. H.,
Bos, H.L. | Mischen und Kneten im Einschneckenextruder, VDI-Tagungsband „Einschneckenextruder – Grundlagen und Systemoptimierung“, S. 25-58, 1991 |
| [Mic99] | Michaeli, W.,
Wolff, T. | Rechnerische und experimentelle Analyse von Mischelementen für Einschneckenextruder in der Kunststoffverarbeitung, Abschlußbericht zum DFG-Forschungsvorhaben Az. Mi 192/50-3 |
| [Mic05] | Michels, R. | Verbesserung der Verarbeitungsbandbreite und der Leistungsfähigkeit von Einschneckenextrudern, Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2005 |
| [Mie03] | Miethlinger, J. | Modellierung der Feststoffförderzone von Nutbuchsenextrudern (ungekürzte Fassung mit vollständiger Formelherleitung des Beitrags), Kunststoffe, 04/2003, S. 49-53, 2003 |

-
- | | | |
|---------|--|---|
| [Min06] | Mink de, P. | High Speed Extrusion von Polypropylen, VDI-Tagungsband „Der Einschneckenextruder von Morgen“, S. 141-153, Baden-Baden, 2006 |
| [Mou82] | Mount, E. M.,
Watson J. G.,
Chung, C. I. | Analytical melting model for extrusion: Melting rate of fully compacted solid polymers, Polymer Engineering & Science, 22, S. 729–737, 1982 |
| [Moy04] | Moysey, P. A.,
Thompson, M. R. | Investigation of Solids Transport in a Single-Screw Extruder Using a 3-D Discrete Particle Simulation, Polymer Engineering & Science, 44, S. 2203–2215, 2004 |
| [Moy08] | Moysey P. A.,
Tompson M. R. | Discrete particle simulations of solids compaction and conveying in a single-screw extruder; Polymer Engineering & Science, 48, S. 62-73; 2008 |
| [Obe99] | Obermann, C. | Theoretische und experimentelle Untersuchungen zum Durchsatz- und Leistungsverhalten von Glattrohrplastifiziereinheiten, Dissertation, Universität Paderborn, 1999 |
| [Ort10] | Orth, P. | Aktuelle Einsichten zur Lage der Kunststoffindustrie, 7. Branchentag kunststoffland NRW e.V., Paderborn, 2010 |
| [Oss92] | Osswald, T. A.,
Gramann, P. J. | Simulating Polymer Mixing Processes Using the Boundary Element Method, International Polymer Processing, 1992/04, S. 303-313, 1992 |
| [Ott81] | Ottino, J. M.,
Ranz, W. E.,
Macosko, C. W. | A Framework for Description of Mechanical Mixing of Fluids, AIChE J (American Institute of Chemical Engineers), 27, S. 565-577, 1981 |
| [Ott83] | Ottino, J.M.,
Chella, R. | Laminar Mixing of Polymeric Liquids, Polymer Engineering & Science, 23, S. 357-379, 1983 |
| [Pah85] | Pahl, M. H. | Mischen in Schneckenmaschinen, Teil 1: Homogenisieren, Chemie Ingenieur Technik, Vol. 57, Nr.5, S. 421-430, 1985 |
| [Pah93] | Pahl, M. H. | Homogenisieren in Schneckenmaschinen, Mischen von Kunststoff- und Kautschukprodukten, VDI-Verlag, 1993 |
| [Pap02] | Pape, J.,
Potente, H. | Flexible Use of Single-Screw Extruders through Multiple-Process Optimization, Macromolecular Materials and Engineering, 287, S. 784-790, 2002 |
| [Pap06] | Pape, J. | Grundlagen der Prozesssimulation von Einschneckenkonzepten zur Hochleistungsplastifizierung, Dissertation, Universität Paderborn, 2006 |
| [Pap10] | Pape, J. | Neue Schneckenkonzepte zur Leistungssteigerung, VDI Tagungsband „Extrusionstechnik 2010“, S. 125-142, 2010 |
| [Pin70] | Pinto, G.,
Tadmor, Z. | Mixing and residence time distribution in melt screw extruders, Polymer Engineering & Science, 10, S. 279–288, 1970 |
| [Poh03] | Pohl, T | Entwicklung schnellldrehender Einschneckensysteme für die Kunststoffverarbeitung auf Basis theoretischer Grundlagenuntersuchungen, Dissertation, Universität GH Paderborn, 2003 |
| [Pol08] | N. N. | Polyflow User's Guide, Canonsburg, 2008 |
| [Pot83] | Potente, H. | Approximationsgleichungen für Schmelzeextruder, Rheologica Acta, 22, S. 387-395, 1983 |
| [Pot86] | Potente, H.,
Koch, M. | Grauwertanalyse von Farbstoffzugaben, PLASTverarbeiter, 37, S. 56-60, 1986 |
| [Pot87] | Potente, H.,
Koch, M. | Aufschmelz- und Druckverlauf in Extrudern, Plastverarbeiter, 9, S. 112-116, 11, S. 166-172, 1987 |

-
- | | | |
|---------|---|--|
| [Pot88] | Potente, H. | Zum Mischen rheologisch inhomogener Stoffsysteme auf Einschneckenmaschinen, <i>Rheologica Acta</i> , Vol. 27, S. 410-417, 1988 |
| [Pot92] | Potente, H.
und Mitarbeiter | Rechnergestützte Extruderauslegung REX, Handbuch, 1992 |
| [Pot95] | Potente, H.,
Schöppner, V. | A Throughput Model for Grooved Bushing Extruders, <i>International Polymer Processing</i> , 10, S. 289-295, 1995 |
| [Pot02] | Potente, H.,
Pohl, T | Polymer pellet flow out of the hopper into the first section of a single screw, <i>International Polymer Processing</i> , 17, S. 11-21, 2002 |
| [Pot06] | Potente, H.,
Bornemann, M.,
Heinrich, D.,
Pape, J. | Investigations into Kinematic Reversal in Non-isothermal Flows in Single-screw Machines, <i>International Polymer Processing</i> 21, S. 116-120, 2006 |
| [Pre79] | Predöhl, W. | Technologie extrudierter Kunststofffolien, VDI-Verlag, Düsseldorf, 1979 |
| [Pla09] | N.N. | Publikation von PlasticsEurope Deutschland e.V. |
| [Rah07] | Rahal, H. | Alternative Methoden zur Feststoffförderung und Plastifizierung in der Extrusionstechnik, Universität Duisburg-Essen, Dissertation, 2007 |
| [Rau98] | Rauwendaal, C.,
Osswald, T. A.,
Tellez, G.,
Gramann, P., | Flow analysis in screw extruders – effect of kinematic conditions, <i>International Polymer Processing</i> , 13, S. 327-333, 1998 |
| [Rau99] | Rauwendaal, C.,
Osswald, T. A.,
Gramann, P.,
Davis, B. | Design of Dispersive Mixing Devices, <i>International Polymer Processing</i> , 14, S. 28-34, 1999 |
| [Rau02] | Rauwendaal, C.,
Sun, J. | Analysis of Flow in Single Screw Extruders, <i>Plastics Engineering, Technical Session</i> , 256, 2002 |
| [Rau03] | Raut, J. S.,
Naik, V. M.,
Jongen, Th. R. | Efficient Simulation of Time-Dependent Flows: Application to a Twin Screw Extruder, <i>AIChE (American Institute of Chemical Engineers)</i> , 49, S. 1933-1946, 2003 |
| [Rot04] | Roth, M. | Entwicklungsstand der Hochgeschwindigkeitsextrusion – erfolgreiche Anwendungen, VDI Tagungsband „Extrusionstechnik 2006“, S. 115-132, 2006 |
| [Rot06] | Roth, M. | Praxiserfahrung mit Schnellläufern zur Herstellung von Polystyrol-Folien, VDI-Tagungsband „Der Einschneckenextruder von Morgen“, S. 133-141, Baden-Baden, 2006 |
| [Rot10] | Roth, M. | Schnelllaufende Einschnecken-Extruder – Entwicklungsstand, VDI Tagungsband „Extrusionstechnik 2010“, S. 21-32, 2010 |
| [Sam01] | Samsonkova, P.,
Vlcek, J. | Modeling of Fluted Mixing Elements, <i>Conference Proceedings of SPE ANTEC</i> , Dallas, 2001 |
| [Sas95] | Sastrohartono, T.,
Jaluria, Y.,
Esseghir, M.,
Sernas, V. | A numerical and experimental study of three-dimensional transport in the channel of an extruder for polymeric materials, <i>International Journal of Heat and Mass Transfer</i> , 38, S. 1957-1973, 1995 |
| [Sch69] | Schmahl, G. | Mischvorgänge beim diskontinuierlichen Kneten, <i>VDI-Forschungsheft</i> 533, Vol. 41, S. 359-363, 1969 |
| [Sch97] | Schmitt, A.O.,
Herzel, H. | Estimating the entropy of DANN sequences, <i>Journal of theoretical biology</i> , 188, S.369-377, 1997 |

-
- | | | |
|----------|--|---|
| [Sch95] | Schöppner, V. | Simulation der Plastifiziereinheit von Einschneckenextrudern, Dissertation, Universität Paderborn, 1995 |
| [Sch01] | Schöppner, V. | Verfahrenstechnische Auslegung von Extrusionsanlagen, Habilitationsschrift, VDI-Reihe 3, Nr. 715, 2001 |
| [Sch10a] | Schöppner, V.,
Weddige, R. | Improving the Feeding Zone of Single-Screw Extruders at High Rotation Speed by Using the Discrete Element Method, Conference Proceedings of SPE ANTEC 2010, Orlando, Paper 238, 2010 |
| [Sch10b] | Schnieders, F.,
Simon, C.-J. | Zahlen und Daten zu Kunststoff in Deutschland und der Central Region, Fachpresstag, Publikation von PlasticsEurope Deutschland e.V. Frankfurt, 10. März 2010 |
| [Sch10c] | Schöppner, V.,
Anger, K.,
Giese, E.,
Lakemeyer, Ch.,
Hörmann, H. | Temperatur dynamisch messen, Kunststoffe, KU 9/2010, S. 161-165, 2010 |
| [Sei11] | Seibel, S. | Energetische Betrachtung von Heiz-/Kühl-Kombinationen am Ein- und Doppelschneckenextruder, 8. Duisburger Extrusionstagung, 2011 |
| [Sek04] | Seker, M. | Distribution of the residence time in a single-screw extruder with differing numbers of mixing elements, International Journal of Food Science and Technology, 39, S. 1053–1060, 2004 |
| [Sie09] | Siekman, H. E. | Strömungslehre für den Maschinenbau, Berlin, Heidelberg: Springer-Verlag, 2009 |
| [Som93] | Sommer, K.,
Pahl, M. | Mischgüte, Mischzeit, Probengröße, Mischen von Kunststoff- und Kautschukprodukten, VDI-Verlag, 1993 |
| [Som00] | Sombatsompop, N.,
Panapoy, M. | Effect of screw rotating speed on polymer melt temperature profiles in twin screw extruders. Journal of Materials Science, 35, S. 6131–6137, 2000 |
| [Spa04] | Spalding, M. A.,
Kuhman, J. A.,
Larson, D. | Performance of a distributive melt-mixing screw with an advanced mixing tip, Conference Proceedings of SPE ANTEC 2004, S. 599-604, 2004 |
| [Squ64] | Squires, P. H. | Screw extrusion-flow patterns and recent theoretical developments, Polymer Engineering & Science, 4, S. 7–16, 1964 |
| [Ste95] | Steller, R. T. | Theoretical Model for Flow of Polymer Melts in the Screw Channel, Polymer Engineering & Science, 30, S. 400-407, 1990 |
| [Sti09] | Stieß, M. | Mechanische Verfahrenstechnik – Partikeltechnologie 1, 3. Vollst. Neu bearb. Auflage, Springer-Verlag, 2009 |
| [Str93] | Streif, F. A. | Messmethode zur Mischgütebestimmung, Mischen von Kunststoff- und Kautschukprodukten, VDI-Verlag, S. 61-86, 1993 |
| [Sty00] | Styer, D. F. | Insight into entropy, American Journal of Physics, 68, S. 1090-1096, 2000 |
| [Syr99] | Syrjala, S. | On the analysis of fluid flow and heat transfer in the melt conveying section of a single-screw extruder, Numerical Heat Transfer, Part A, 35, S. 25-47, 1999 |
| [Syr00] | Syrjala, S. | Numerical simulation of non-isothermal flow of polymer melt in a single screw extruder: A validation study, Numerical Heat Transfer, Part A, 35, S. 897-915, 2000 |
| [Tad66] | Tadmor, Z. | Fundamentals of Plasticating Extrusion, Polymer Engineering & Science, 6, S. 185-190, 1966 |

-
- | | | |
|---------|--|---|
| [Tad67] | Tadmor, Z.,
Duvdevani, I.,
Klein, I. | Melting in Plasticating Extruders Theory and Experiments, Polymer Engineering & Science, 7, S. 198-217, 1967 |
| [Tad70] | Tadmor, Z.,
Klein, I. | Engineering Principles of Plasticating Extrusion, Van Nostrand Reinhold Book Co., New York, 1970 |
| [Tad72] | Tadmor, Z.,
Broyer, E | Solids Conveying in Screw Extruders Part I: A Modified Isothermal Model, Polymer Engineering & Science, 12, S. 12-24, 1972 |
| [Tad74] | Tadmor, Z.,
Broyer, E.,
Gutfinger, C. | Flow Analysis Network (FAN) – A Method for Solving Flow Problems in Polymer Processing, Polymer Engineering & Science, 14, S. 660-665, 2004 |
| [Tad78] | Tadmor, Z.,
Klein, I. | Engineering Principles of Plasticating Extrusion, Krieger Publishing Comp., 1978 |
| [Ten97] | Tenge, S. | Dissipation und Wärmeübergang in der Meteringzone eines gleichläufigen Doppelschneckenextruders, Dissertation, Universität Hannover, 1997 |
| [Ten00] | Tenge, S.,
Mewes, D. | Experimental investigation of the energy balance for the metering zone of a twin screw extruder, Polymer Engineering & Science, 40, S. 277–289, 2000 |
| [Töb05] | Többen, W.H. | Rechnergestützte Prozessbeschreibung von Scher- und Mischelementen, Dissertation, Universität Paderborn, 2005 |
| [Tuc04] | Tucker, C.L.,
Peters, G.W.M. | Global Measures of Distributive Mixing and their Behaviour in chaotic Flows, Korea-Australia Rheology Journal, 15, S. 197-208, 2004 |
| [Val09] | Valette, R.,
Coupez, T., David,
Ch., Vergnes, B. | A Direct 3D Numerical Simulation Code for Extrusion and Mixing Processes, International Polymer Processing, 24, S. 141-147, 2009 |
| [Wan94] | Wang, C.,
Manas-Zloczower, I. | 3-D Flow Simulations of Cavity Transfer Mixer, International Polymer Processing, 9, S. 46-50, 1994 |
| [Wan03] | Wang, W.,
Manas-Zloczower, I.,
Kaufman, M. | Entropic Characterization of Distributive Mixing in Polymer Processing Equipment”, AIChE J. (American Institute of Chemical Engineers), 49, S. 1637-1644, 2003 |
| [Wan96] | Wang, Y.,
Tsay, Ch. | Non-Newtonian Flow Modeling in the Mixing Section of a Single-Screw Extruder With Flow Analysis Network Method, Polymer Engineering & Science, 36, S. 643-650, 1996 |
| [Wan10] | Wang, C.,
Bussmann, M.,
Park, B.C. | Numerical Investigation of the Effect of Screw Geometry on the Mixing of a Viscous Polymer Melt, Journal of Applied Polymer Science, 117, S. 775-784, 2010 |
| [Wen09] | Wendt, J. F. | Computational Fluid Dynamics, Buch, Heidelberg: Springer-Verlag, 2009 |
| [Wie05] | Wieczorek, A.,
Langecker, G.,
Gornik, Ch. | Berechnungen von Mischteilen für Schubschnecken, Kunststoffe 6/2005, S. 92-95, 2005 |
| [Wil55] | Williams, M. L.,
Landel, R. F.,
Ferry, J. D. | The Temperature Dependence of Relaxation Mechanisms in Amorphous Polymers and Other Glass-forming Liquids, Journal of the American Chemical Society, 77, S. 3701-3707, 1955 |
| [Wor78] | Wortberg, J. | Werkzeugauslegung für die Ein- und Mehrschichtextrusion, Dissertation, RWTH Aachen, 1978 |
| [Wor97] | Wortberg, J.,
Michels, R. | Innovative Entwicklungen in der Einschneckenextrusion – Möglichkeiten und Grenzen der Hochleistungsextrusion, VDI Tagungsband: Der Einschneckenextruder, VDI-Verlag, Düsseldorf, S. 411-442, 1997 |

- | | | |
|---------|--|---|
| [Wor99] | Wortberg, J. | Effizienzsteigerung durch innovative Maschinenteknik, Kunststoffe 89 (1999) 1, S. 54-58, 1999 |
| [Wor07] | Wortberg, J.,
Rahal., H. | Einfluss der tribologischen Eigenschaften der Schneckenoberfläche auf die Feststoffförderung und Belagbildung im Extruder mit axial profilierter Einzugszone, WAK-Zeitschrift Kunststofftechnik (Journal of Plastics Technology), 3, S.1-26, 2007 |
| [Yan09] | Yang, H. H.,
Manas-Zloczower, I., | Flow Field Analysis of a Banbury Mixer, Mixing and Compounding of Polymers, Hanser Verlag, S.269-297, 2009 |
| [Yao97] | Yao, C. H.,
Manas-Zloczower, I. | Influence of Design on Mixing Efficiency in a Variable Intermeshing Clearance Mixer, International. Polymer Processing, 12, S. 92-103, 1997 |
| [Yao98] | Yao, W. G.,
Tanifuji, S.,
Takahashi, K.,
Koyama, K. | Numerical investigation on mixing in a pin mixing section for screw extruders, Conference Proceedings of SPE ANTEC, 1998 |
| [Yao01] | Yao, W. G.,
Tanifuji, S.,
Takahashi, K.,
Koyama, K. | Mixing efficiency in a pin mixing section for single-screw extruders, Polymer Engineering & Science, 41, S. 908-917, 2001 |
| [Zha09] | Zhang, X. M.,
Feng, L. F.,
Chen, W. X., Hu, G. | Numerical Simulation and Experimental Validation of Mixing Performance of Kneading Discs in a Twin Screw Extruder, Polymer Engineering & Science, 49, S. 1772-1783, 2009 |

8.2 Nicht veröffentlichte Arbeiten

- | | | |
|----------|---------------|---|
| [And11] | Andretzky, M. | Beurteilung des Betriebsverhaltens unterschiedlicher Mischelemente eines Einschneckenextruders bei Drehzahlen bis in den High-Speed-Bereich, Bachelorarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2011 |
| [Elk11] | El Khorsi, M. | CFD-Simulation des Betriebsverhaltens unterschiedlicher Scher- und Mischteile eines Einschneckenextruders bei Drehzahlen bis in den High-Speed-Bereich, Masterarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2011 |
| [Gru07] | Grundler, M. | High Speed Extrusion - Das Verfahren und die Konstruktion, Studienarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2007 |
| [Lob11] | Lobayed, K. | CFD-Simulation des Betriebsverhaltens unterschiedlicher Schneckenvarianten eines Einschneckenextruders bei Drehzahlen bis in den High-Speed-Bereich, Masterarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2011 |
| [Sch07] | Schieweg, L. | Untersuchungen des Aufschmelzprozesses und der Schmelzeigenschaften bei der Hochgeschwindigkeitsextrusion, Studienarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2007 |
| [Szö09a] | Szöke, L. | Analyse der Einflussparameter bei der Simulation des Betriebsverhaltens von Einschneckenextrudern, Studienarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2009 |
| [Szö09b] | Szöke, L. | Evaluation von Simulationsergebnissen bezüglich des Strömungsverhaltens in der Meteringzone einer Einschneckenextrusionsanlage bei Drehzahlen bis in den High-Speed-Bereich, Diplomarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2009 |

8.3 Eigene Veröffentlichungen

Publikationen

- | | |
|---|--|
| Gorczyca, P. | Aus dem Labor in die Produktion, Kunststoffe, KU 09/2005, S. 56-59, 2005 |
| Gorczyca, P. | Vom Labormaßstab bis High Speed, Kunststoffe, KU 09/2006, S. 68-72, 2006 |
| Wortberg, J.,
Gorczyca, P. | Präzise, flexibel und schnell (Precise, Flexible and Fast), Kunststoffe / Kunststoffe International, KU 10/2006, S. 147-152, 2006 |
| Gorczyca, P. | Leistung in jeder Hinsicht gesteigert (Great Achievements in any Respect), Kunststoffe / Kunststoffe International, KU 9/2007, S. 68-72, 2007 |
| Gorczyca, P. | Rohre und Profile: Nichts von der Stange (Tubes and Profiles: Not off the Rack), Kunststoffe / Kunststoffe International, KU 12/2007, S. 39-43, 2007 |
| Gorczyca, P. | Energieeffizienz unter der Lupe (A Close Look at Energy Efficiency), Kunststoffe / Kunststoffe International, KU 9/2008, S. 167-169, 2008 |
| Wortberg, J.,
Grossmann, M.,
Gorczyca, P. | Flexible Extrusionstechnik (Flexible Extrusion Technology), Kunststoffe / Kunststoffe International, KU 12/2007, S. 22-28, 2008 |
| Gorczyca, P. | Mehr als Detailverbesserungen (More than Improvements in Detail), Kunststoffe, KU 09/2009, S. 137-141, 2009 |
| Gorczyca, P. | Nachhaltigkeit der Endlosproduktion, Kunststoffe, KU 10/09, S. 148-153, 2009 |
| Gorczyca, P. | Durchsatz gesteigert (Output Assured), Kunststoffe / Kunststoffe International, KU 09/2010, S. 50-55, 2010 |
| Gorczyca, P. | Nachhaltigkeit – neues Image im Fokus (Sustainability – Highlighting a New Image), Kunststoffe / Kunststoffe International, KU 12/2010, S. 52-55, 2010 |

Vorträge auf nationalen Tagungen

- | | |
|--|---|
| Wortberg, J.,
Gorczyca, P. | Bedeutung der Schnellläuferentwicklung für das Blasformen, VDI-Tagung Blasformen 2007, Baden-Baden, 2007 |
| Wortberg, J.,
Gorczyca, P. | Trends und neue Konzepte für Einschnckenextruder, VDI-Tagung „Extrusionstechnik 2007“, Neu-Ulm, 2007 |
| Schöppner, V.,
Thümen, T.,
Kleineheismann,
S., Gorczyca, P. | Simulation von schnelllaufenden Plastifiziereinheiten, VDI-Tagung „Extrusionstechnik 2007“, Neu-Ulm, 2007 |
| Wortberg, J.,
Gorczyca, P. | Innovationen und Trends in der Extrusionstechnik, Innoform-Tagung „PE und PP Folien für flexible Verpackungen“, Osnabrück, 2007 |
| Gorczyca, P. | Neuentwicklungen in der Extrudertechnologie, VDI Einschnckenextruder, Seminar, Mannheim, 2008 |
| Wortberg, J.,
Gorczyca, P. | Energieeffiziente Kunststoffverarbeitung – Ökologische und ökonomische Ziele verbinden, Kunststoffland.NRW-Tagung, Meinerzhagen, 2009 |
| Wortberg, J.,
Gorczyca, P. | Ressourcen- und Energieeffizienz - Herausforderungen an die Kunststofftechnik, LKT-Tagung: „Additive Fertigung – vom Prototyp zur Serie“, Fürth, 2009 |
| Grossmann, M.,
Gorczyca, P. | Potenziale zur Leistungssteigerung in der Einschnckenextrusion, 7. Duisburger Extrusionstagung, Duisburg, 2010 |

Vorträge auf internationalen Tagungen

Wortberg, J., Reinhard, S., Gorczyca, P.	Innovative Verfahren der Kunststoffverarbeitung, Internationaler Polymerkongress, Wels (A), 2008
Wortberg, J., Gorczyca, P.	An Experimental Investigation and Simulation of Mixing Elements for High Speed Extrusion, 25th Annual Meeting of the Polymer Processing Society, Goa, Indien, 2009
Wortberg, J., Gorczyca, P.	Mixing Elements for High Speed Extrusion, Theory and Practice, 26th Annual Meeting of the Polymer Processing Society, Banff, Canada, 2010
Wortberg, J., Grossmann, M., Gorczyca, P.	Advanced performance of single screw extruders - High speed and alternative extrusion concepts, P2010, 14th International Conference "Polymeric Materials", Halle (Saale), 2010

8.4 Tabellenverzeichnis

<i>Tabelle 3.1</i>	<i>Materialdaten der verarbeiteten Rohstoffe</i>	<i>26</i>
<i>Tabelle 3.2</i>	<i>Versuchsmatrix</i>	<i>31</i>
<i>Tabelle 3.4</i>	<i>Stoffliche Homogenität aller Mischteile, konst. spez. Durchsatz 0,5 kg/h/min⁻¹ LDPE 3010D</i>	<i>63</i>
<i>Tabelle 3.5</i>	<i>Zusammenfassung thermischer Homogenität von Extrudatquerschnitten aller Mischteile (0,5 kg/h/min⁻¹, LD-PE 3010D, kein Gegendruck)</i>	<i>72</i>
<i>Tabelle 4.1</i>	<i>Übersicht über die Vernetzung und Netz-Qualität der simulierten Mischelemente</i>	<i>84</i>
<i>Tabelle 5.1</i>	<i>Übersicht über die Vernetzung und Netzqualität der untersuchten Schnecken-varianten</i>	<i>112</i>

8.5 Bilderverzeichnis

<i>Bild 2-1</i>	<i>Dispersive und distributive Mischmechanismen</i>	<i>11</i>
<i>Bild 2-2</i>	<i>Definition der Schneckengeometrie</i>	<i>20</i>
<i>Bild 2-3</i>	<i>Bezugskoordinatensystem</i>	<i>23</i>
<i>Bild 3-1</i>	<i>Schematischer Aufbau der Gesamtanlage</i>	<i>24</i>
<i>Bild 3-2</i>	<i>High-Speed-Extruder mit Bypass-Modul und Druckdrosselwerkzeug</i>	<i>25</i>
<i>Bild 3-3</i>	<i>Verarbeitungsspektrum getesteter Rohstoffe</i>	<i>27</i>
<i>Bild 3-4</i>	<i>Geometrie der Referenzschnecke</i>	<i>28</i>
<i>Bild 3-5</i>	<i>Kreuzlochmischer</i>	<i>29</i>
<i>Bild 3-6</i>	<i>Twente Mixing Ring (TMR)</i>	<i>29</i>
<i>Bild 3-7</i>	<i>N-Mischer</i>	<i>30</i>
<i>Bild 3-8</i>	<i>Vorbereitung des Versuchsstandes für die Thermografiemessungen</i>	<i>32</i>
<i>Bild 3-9</i>	<i>Vergleich unterschiedlicher Temperatur-Messverfahren (LD-PE 3010D, spez. Durchsatz 0,5 kg/h/min⁻¹)</i>	<i>34</i>
<i>Bild 3-10</i>	<i>Vergleich der Dünnschnitte und Histogramme bei 200 U/min und 100 kg/h oben) N-Mischer, unten) Referenzschnecke</i>	<i>35</i>
<i>Bild 3-11</i>	<i>Bewertung der stofflichen Mischgüte (Standardabweichung)</i>	<i>36</i>

Bild 3-12	Bewertung der stofflichen Mischgüte (Segregationsgrad)_____	37
Bild 3-13	Temperaturstreuung im Versuch oben) mittlere Temperaturmesswerte, unten) Temperaturmittelwerte aus n Stichproben und Vertrauensbereiche der unterschiedlichen Vertrauensniveaus_____	40
Bild 3-14	Einfluss der Soll-Temperaturen der Zylinderbeheizung auf die Schmelzetemperaturentwicklung (gemessen mit dem integrierten Temperaturfühler) für das LD-PE 3010D _____	42
Bild 3-15	Druckverhalten des Systems bei unterschiedlichen Gegendrücken für das LD-PE 3010D (bei 50 kg/h und 100 U/min)_____	43
Bild 3-16	Abhängigkeit der Massetemperatur vom Gegendruck für das LD-PE 3010D (bei 50 kg/h und 100 U/min), oben) Temperaturen am Ausgang, unten) Relative Temperaturänderung zwischen Ein- und Ausgang _____	44
Bild 3-17	Thermische Homogenisierung bei unterschiedlichen Gegendrücken (50 kg/h, 100 U/min, LD- PE 3010D) _____	45
Bild 3-18	Druck- und Temperaturentwicklung der Referenzschnecke bei konstantem Massedurchsatz (50 kg/h LD-PE 3010D) und unterschiedlichen Drehzahlen, oben) Druck in der Extrudermite und am Ausgang, unten) Druck- und Temperaturdifferenzen _____	46
Bild 3-19	Thermische Homogenisierung bei unterschiedlichen spezifischen Durchsätzen, (50 kg/h, LD- PE 3010D) _____	47
Bild 3-20	Stoffliche Homogenisierung des Kreuzlochmischteils bei einem Durchsatz von 300 kg/h LD-PE 3010D und unterschiedlichen Drehzahlen links) 600 U/min, rechts) 900 U/min _____	48
Bild 3-21	Druckverlust verschiedener Mischelemente bei konstantem spez. Massedurchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D), ohne Gegendruck _____	49
Bild 3-22	Druckverlust bzw. Druckaufbau verschiedener Mischelemente bei konstantem spez. Massedurchsatz von $0, 5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, oben) Druck in Extrudermite und am Ausgang, unten) Druckdifferenz zwischen Extrudermite und Ausgang 50	
Bild 3-23	Druckverlust verschiedener Mischelemente bei konstantem spez. Massedurchsatz von $0,3/0,25 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, oben) Druck in der Extrudermite und am Ausgang, unten) Druckdifferenz zwischen Extrudermite und Ausgang _____	51
Bild 3-24	Druckaufbauendes Betriebsverhalten der Referenzschnecke bei unterschiedlichen spezifischen Massedurchsätzen (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, Druckdifferenz zwischen Extrudermite und Ausgang _____	52
Bild 3-25	Druckverhalten des N-Mischers bei konstantem Massedurchsatz von 250 kg/h (LD-PE 3010D) und unterschiedlichen Drehzahlen, mit Gegendruck, oben) Druck am Einlass, in der Mitte und am Auslass, unten) Druckdifferenz zwischen Extrudermite und Ausgang _____	53
Bild 3-26	Druckverhalten des N-Mischers bei konstantem Massedurchsatz von 250 kg/h (LD-PE 3010D), unterschiedliche Gegendrücke_____	54
Bild 3-27	Temperaturentwicklung in der extrudierten Schmelze (Kontaktmessung) und an der Extrudatoberfläche bei konstantem spezifischen Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D), ohne Gegendruck _____	55
Bild 3-28	Temperaturentwicklung unterschiedlicher Mischteile bei konstantem spezifischen Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, Vergleich integrierter Temperaturfühler _____	56

Bild 3-29	Temperaturentwicklung unterschiedlicher Mischteile bei konstantem spezifischen Durchsatz von 0,3 bzw. 0,25 kg/h/min ⁻¹ (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, Vergleich integrierter Temperaturfühler	57
Bild 3-30	Temperaturentwicklung der Referenzschnecke bei unterschiedlichen spezifischen Durchsätzen (LD-PE 3010D), mit Gegendruck, Vergleich integrierter Temperaturfühler	57
Bild 3-31	Spezifische Temperaturentwicklung für unterschiedliche Mischelemente, a), b) mit Drosselung und c), d) ohne Drosselung	58
Bild 3-32	Extrudathomogenität unterschiedlicher Mischteile, a) Referenzschnecke, b) N-Mischer, c) Kreuzlochmischer, d) TMR	59
Bild 3-33	Standardabweichung als Maß für stoffliche Homogenität, konst. spez. Durchsatz von 0,5 kg/h/min ⁻¹ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck	60
Bild 3-34	Standardabweichung bezogen auf den Eingangszustand (Segregationsgrad) als Maß für die stoffliche Homogenität, konst. spez. Durchsatz von 0,5 kg/h/min ⁻¹ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck	61
Bild 3-35	Visuelle Beurteilung der stofflichen Homogenitätsgüte aller Mischelemente, konst. spez. Durchsatz von 0,5 kg/h/min ⁻¹ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck	62
Bild 3-36	Thermisches Homogenitätsbild unterschiedlicher Mischteile a) Referenzschnecke, b) N-Mischer, c) Kreuzlochmischer, d) TMR	64
Bild 3-37	Schmelzetemperaturen aller Mischelemente oben) absolute Temperatur, unten) mittlerer Temperaturunterschied zwischen Ein- und Ausgang (0,5 kg/h/min ⁻¹ , LD-PE 3010D, kein Gegendruck)	65
Bild 3-38	Dreidimensionales thermisches Homogenitätsbild unterschiedlicher Mischteile a) Referenzschnecke, b) N-Mischer, c) Kreuzlochmischer, d) TMR	67
Bild 3-39	Normierte Standardabweichung als Maß für das thermische Mischverhalten (0,5 kg/h/min ⁻¹ , LD-PE 3010D, kein Gegendruck)	68
Bild 3-40	Thermische Standardabweichung aller Mischteile (0,5 kg/h/min ⁻¹ , LD-PE 3010D, kein Gegendruck)	69
Bild 3-41	Zusammenhang zwischen thermischer und stofflicher Homogenität	71
Bild 4-1	Schematischer Aufbau einer Simulation	73
Bild 4-2	Kombination der isothermen Interpolationsschemata [Szö09a]	75
Bild 4-3	Einfluss unterschiedlicher Interpolationsschemata auf die berechneten Strömungsprofile	76
Bild 4-4	Berechnungszeiten mit unterschiedlichen Interpolationsschemata	77
Bild 4-5	Einfluss der Netz-Elementanzahl auf die Berechnungsqualität der Simulation	78
Bild 4-6	Gegenüberstellung unterschiedlicher Vernetzungseinheiten und -strategien	79
Bild 4-7	Strömungsgeschwindigkeiten berechnet mit unterschiedlichen Vernetzungsstrategien	80
Bild 4-8	Vernetzungsstrategien der Schmelzedomäne	81
Bild 4-9	Vernetzung der Referenzschnecke	82
Bild 4-10	Vernetzung des Kreuzlochmischers	82
Bild 4-11	Vernetzung des TMR	83
Bild 4-12	Vernetzung des N-Mischers	83
Bild 4-13	Beispiel für die Mesh Superposition Technique (MST)	84

Bild 4-14	Simulierter Druckverlauf des N-Mischers bei 100 U/min und 50 kg/h Durchsatz	86
Bild 4-15	Vergleich zwischen simulierten und gemessenen Drücken für die Referenzschnecke in der Extrudermite (spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, mit Gegendruck)	87
Bild 4-16	Berechneter Druckverlauf entlang der Referenzschnecke (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, mit konstantem Gegendruck von 50 bar)	87
Bild 4-17	Vergleich zwischen den simulierten und gemessenen Drücken für den N-Mischer in der Extrudermite (spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck)	88
Bild 4-18	Berechneter Druckverlauf entlang der Schnecke mit dem N-Mischer (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck)	89
Bild 4-19	Vergleich zwischen den simulierten und gemessenen Drücken für den Kreuzlochmischer in der Extrudermite (spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck)	90
Bild 4-20	Berechneter Druckverlauf entlang der Schnecke mit dem Kreuzlochmischer (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck)	90
Bild 4-21	Vergleich zwischen den simulierten und gemessenen Drücken für den TMR-Mischer in der Extrudermite (spez. Durchsatz von $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck)	91
Bild 4-22	Berechneter Druckverlauf entlang der Schnecke mit dem TMR-Mischer (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D, ohne Gegendruck)	92
Bild 4-23	Gegenüberstellung der Berechnungsmethoden der mittleren Temperatur	93
Bild 4-24	Einfluss der thermischen Randbedingung auf die berechnete Temperaturentwicklung in der Schmelze (600 U/min, 300 kg/h, LD-PE 3010D)	94
Bild 4-25	Inhomogene Verteilung der Schmelzetemperaturen am Extruderausgang, links) 190°C Wandtemperatur, rechts) adiabater Fall	95
Bild 4-26	Relativer und absoluter Temperaturanstieg berechnet bei unterschiedlichen thermischen Randbedingungen für 600 U/min und 300 kg/h LD-PE 3010D	96
Bild 4-27	Vergleich der gemessenen und berechneten Temperaturen für die Referenzschnecke (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$, LD-PE 3010D)	97
Bild 4-28	Temperaturverlauf innerhalb des TMR-Mischers für einen adiabaten Fall	98
Bild 4-29	Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang für den adiabaten Fall (300 kg/h LD-PE 3010D)	99
Bild 4-30	Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang bei 190°C Zylinderwandtemperatur (300 kg/h LD-PE 3010D)	99
Bild 4-31	Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile bei 190°C Zylinderwandtemperatur und unterschiedlichen Betriebspunkten, oben) N-Mischer, unten) Kreuzloch	100
Bild 4-32	Vergleich der berechneten und gemessenen Temperaturen am Austrittsquerschnitt für alle Mischteile bei 600 U/min und 300 kg/h LD-PE 3010D	101
Bild 4-33	Aus den Simulationsergebnissen berechnete Standardabweichung für die Temperaturen am Austrittsquerschnitt (spez. Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$, LD-PE 3010D)	102
Bild 4-34	Bahnlinien berechnet für die Referenzschnecke	103
Bild 4-35	Anteil der durchgelaufenen Bahnlinien bei 1000 Startpunkten (Referenzschnecke 300 kg/h, 600 U/min, LD-PE 3010D)	104

Bild 4-36	Mittlere Verweilzeit in Abhängigkeit von der Anzahl der Startpunkte für eine Zeitschritttoleranz von 0,004 Sekunden (Referenzschnecke, 300 kg/h, 600 U/min, LD-PE 3010D)	104
Bild 4-37	Gemittelte, maximale und Standardabweichung der Verweilzeit unterschiedlicher Mischelemente	106
Bild 4-38	Mittlerwerte der Schub- und Dehnspanningsintegrale	108
Bild 4-39	Maximale Schub- und Dehnspannungen berechnet für alle Mischelemente	109
Bild 4-40	Darstellung des Mixing Index für unterschiedliche Querschnitte	110
Bild 4-41	Mixing Index aller Mischelemente, Mittelwerte der über alle Bahnlinien ermittelten Maximalwerte (inkl. der Spannweite der Maximalwerte)	110
Bild 5-1	Schneckenvarianten A und B mit geänderter Gangtiefe	111
Bild 5-2	Schneckenvarianten C und D mit geänderter Gangsteigung	111
Bild 5-3	Simuliertes Druckverhalten bei unterschiedlichen Gangtiefen (0,5 kg/h/min ⁻¹ spez. Durchsatz LD-PE 30210D, 50 bar Gegendruck)	113
Bild 5-4	Simuliertes Druckverhalten bei unterschiedlicher Gangsteigung (0,5 kg/h/min ⁻¹ spez. Durchsatz LD-PE 30210D, 50 bar Gegendruck)	114
Bild 5-5	Zusammenstellung simulierter Drücke für unterschiedliche Schneckengeometrien bei 300 kg/h und 600 U/min, 50 bar Gegendruck	115
Bild 5-6	Temperaturmittelwerte am Extruderausgang berechnet für unterschiedliche Schneckenvarianten (spez. Durchsatz 0,5 kg/h/min ⁻¹ , Material LD-PE 3010D)	116
Bild 5-7	Berechnete Austrittstemperaturen für unterschiedliche Betriebspunkte, 50 bar Gegendruck, spez. Durchsatz 0,5 kg/h/min ⁻¹ LD-PE 3010D, oben) Variante mit 7 mm Gangtiefe, unten) Variante mit 1,3 D Gangsteigung	117
Bild 5-8	Berechnete Austrittstemperaturen bei unterschiedlichen Schneckengeometrien bei 300 kg/h und 600 U/min, 50 bar Gegendruck	118
Bild 5-9	Temperaturprofile am Extruderauslass simuliert für unterschiedliche Schneckenvarianten (0,5 kg/h/min ⁻¹ spez. Durchsatz, LD-PE 3010D)	119
Bild 5-10	Thermische Standardabweichung berechnet für den Ausgangsquerschnitt unterschiedlicher Schneckenvarianten (spez. Durchsatz 0,5 kg/h/min ⁻¹ LD-PE 3010D, 50 bar Gegendruck)	119
Bild 5-11	Gegenüberstellung dissipativer Erwärmung unterschiedlicher Schneckenvarianten quer zum Schneckenkanal	120
Bild 5-12	Gegenüberstellung dissipativer Erwärmung unterschiedlicher Schneckenvarianten in radialer Richtung	121
Bild 5-13	Mittelwert der Verweilzeit (und minimalen und maximalen Größen) berechnet für unterschiedliche Schneckenvarianten bei 300 kg/h LD-PE 3010D und 600 U/min	122
Bild 5-14	Maximale Schub- und Dehnspannungen, berechnet entlang der Bahnlinien für unterschiedliche Schneckenvarianten	123
Bild 5-15	Mixing Index, Auswertung der Bahnlinien-Maximalwerte (Mittelwert, Max und Min)	123
Bild 8-1	Die Messdaten und Viskositätskurve für das Material LD-PE 3010D von Basell	149
Bild 8-2	Versuchsergebnisse mit unterschiedlichen Materialien und Referenzschnecke	150
Bild 8-3	Referenzversuche zum Systemverhalten mit der Referenzschnecke	151

Bild 8-4	Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (Referenzschnecke) ohne Druckdrossel	151
Bild 8-5	Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (Referenzschnecke) mit Druckdrossel	152
Bild 8-6	Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (Kreuzlochmischer) mit Druckdrossel	153
Bild 8-7	Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (Kreuzlochmischer) ohne Druckdrossel	154
Bild 8-8	Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (TMR) mit Druckdrossel	154
Bild 8-9	Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (TMR) ohne Druckdrossel	155
Bild 8-10	Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (N-Mischer) oben) mit Druckdrossel, unten) ohne Druckdrossel	156
Bild 8-11	Temperaturverläufe berechnet für adiabate Simulationen bei 300 kg/h LD-PE	157
Bild 8-12	Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang bei 190 °C Zylinderwandtemperatur und unterschiedlichen Betriebspunkten für die Referenzschnecke	158
Bild 8-13	Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang bei 190 °C Zylinderwandtemperatur und unterschiedlichen Betriebspunkten für den N-Mischer	158
Bild 8-14	Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang bei 190 °C Zylinderwandtemperatur und unterschiedlichen Betriebspunkten für den Kreuzlochmischer	159
Bild 8-15	Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang bei 190 °C Zylinderwandtemperatur und unterschiedlichen Betriebspunkten für den TMR-Mischer	159
Bild 8-16	Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturquerschnitte	160
Bild 8-17	Temperatur-Längsprofile berechnet für unterschiedliche Schneckenvarianten	161
Bild 8-18	Gegenüberstellung der berechneten Temperaturverläufe am Extruderauslass für oben) 9 mm, mitte) 8 mm, unten) 7 mm Gangtiefe (spez Durchsatz 0,5 kg/h/min ⁻¹ LD-PE 3010D)	162
Bild 8-19	Gegenüberstellung der berechneten Temperaturverläufe am Extruderauslass für oben) 1,1D, mitte) 1,2D, unten) 1,3D Gangsteigung (spez Durchsatz 0,5 kg/h/min ⁻¹ LD-PE 3010D)	163
Bild 8-20	Temperatur-Querschnittsprofile berechnet für unterschiedliche Schneckenvarianten	164
Bild 8-21	Temperaturverhalten zwischen zwei Stegen bei a) Referenzschnecke, b) 8mm Gangtiefe, c) 7mm Gangtiefe, d) 1,1D Gangsteigung, e) 1,3D Gangsteigung	164
Bild 8-22	Simulierte Temperaturen für unterschiedliche Schneckenvarianten (Schnitt durch die Kanalmitte)	165

8.6 Abkürzungsverzeichnis, Formelzeichen

Formelzeichen	Einheit	Bedeutung
A	[Pa s]	Carreau-Koeffizient A
A_i	[m ²]	Fläche
a_T	[-]	Temperaturverschiebungsfaktor
\underline{a}	[m/s ²]	Beschleunigungsvektor
B	[s]	Carreau-Koeffizient B

b		Bandbreite
C	$[-]$	Carreau-Koeffizient C
c_1	$[-]$	WLF-Konstante
c_2	$[K]$	WLF-Konstante
c_p	$[J/kgK]$	Wärmekapazität
D	$[m]$	Schneckendurchmesser
$\underline{\underline{D}}$	$[-]$	Deformationsgeschwindigkeitstensor
D_j	$[Pa\ s]$	Dehnspannungsintegral
e	$[mm]$	Stegbreite
$e_{thermal}$	$[\]$	Thermische Mischgüte
\underline{f}	$[N]$	Volumenkraft
h	$[m]$	Gangtiefe
n	$[-]$	Stichprobenanzahl
p	$[Pa]$	Druck
Q	$[-]$	Mischgütekriterium nach Ottino
Q_{EAS}	$[-]$	EquiAngle Skewness Kriterium
\dot{q}	$[W/m^2]$	Wärmestromdichte
R	$[m]$	Radius
S_j	$[Pa\ s]$	Schubspannungsintegral
T_0	$[^{\circ}C]$	Bezugstemperatur
T_M	$[^{\circ}C]$	Massetemperatur
T_S	$[^{\circ}C]$	Standardtemperatur
T_V	$[s]$	Verweilzeit
$\underline{\underline{T}}$	$[Pa]$	allgemeiner Spannungstensor
t	$[s]$	Zeit
w	$[m]$	Gangbreite
\dot{V}	$[m^3/s]$	Volumenstrom
\underline{v}	$[m/s]$	Geschwindigkeitsvektor
\bar{x}	$[-]$	Mittelwert

Griechische Symbole

α	[W/m ² K]	Wärmeübergangszahl
$\dot{\gamma}$	[s ⁻¹]	Schergeschwindigkeit
δ	[mm]	radiales Schneckenspiel
$\dot{\epsilon}$	[s ⁻¹]	Dehngeschwindigkeit
η	[Pa s]	Viskosität
λ	[-]	Mixing Index
μ	[Pa s]	Dehnviskosität
ν	[%]	Variationskoeffizient
ρ	[kg/m ³]	Dichte
σ	[-]	Standardabweichung
σ_D	[Pa]	Dehnspannung
τ	[Pa]	Schubspannung
φ	[°]	Steigungswinkel
ω	[s ⁻¹]	Betrag des Wirbeltensors

8.7 Materialdaten

170 °C		190°C		210 °C	
Schergeschw.	Viskosität	Schergeschw.	Viskosität	Schergeschw.	Viskosität
1/s	Pa *s	1/s	Pa *s	1/s	Pa *s
0,0100	107920,0	0,0100	62528,4	0,0100	38191,5
0,0159	98737,5	0,0159	60518,9	0,0159	35586,9
0,0251	88657,2	0,0251	55510,5	0,0251	33559,2
0,0398	77517,4	0,0398	50392,2	0,0398	31191,1
0,0631	66846,8	0,0631	44321,4	0,0631	28292,0
0,1000	56637,6	0,1000	38247,8	0,1000	25030,1
0,1585	47137,1	0,1585	32614,4	0,1585	21800,6
0,2512	38736,1	0,2512	27419,1	0,2512	18655,6
0,3981	31429,7	0,3981	22671,5	0,3981	15716,0
0,6310	25195,3	0,6310	18461,9	0,6310	13078,9
1,0000	20002,1	1,0000	14856,0	1,0000	10717,6
1,5849	15656,6	1,5849	11860,8	1,5849	8677,5
2,5119	12199,4	2,5119	9340,4	2,5119	6969,7
3,9811	9370,4	3,9811	7301,8	3,9811	5514,8
6,3096	7155,3	6,3096	5640,3	6,3096	4324,9
10,0000	5419,9	10,0000	4317,6	10,0000	3356,2
15,8489	4074,9	15,8489	3282,8	15,8489	2582,5
25,1189	3044,5	25,1189	2481,7	25,1189	1971,7
39,8107	2258,8	27,9	2316,0	39,8107	1495,9
63,0957	1666,3	39,8	1861,4	63,0957	1126,2
100,0000	1218,7	63,1	1385,1	100,0000	840,0
		70,8	1297,6		
		100,0	1022,8		
		143,0	826,3		
		289,2	528,3		
		732,7	288,0		
		1479,9	181,2		

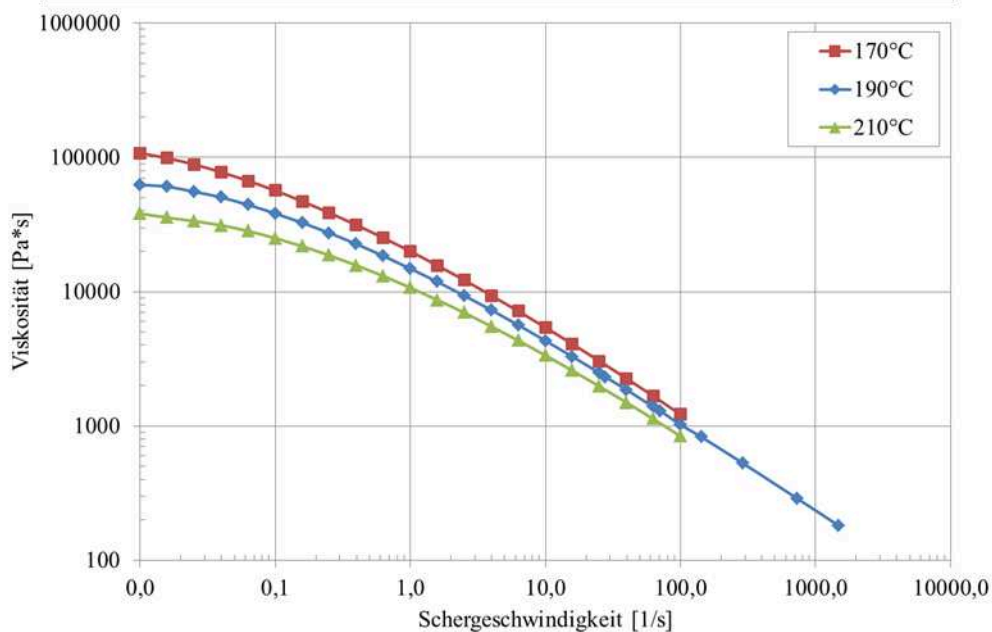


Bild 8-1

Die Messdaten und Viskositätskurve für das Material LD-PE 3010D von Basell

8.8 Weitere Versuchsergebnisse

8.8.1 Zum Kapitel 3

Material: Ipolen 2420D									
HSE									
n (U/min)	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	30,2	0,302	13	3	23	10	188	192	4
100	40,1	0,401	15	7	26	11	189	196	7
100	50,3	0,503	32	29	30	2	190	196	6
100	60,4	0,604	67	44	35	32	190	195	5
120	60,4	0,503	36	29	34	2	191	197	6
150	60,4	0,403	18	18	33	15	193	198	5
180	70,3	0,391	19	13	34	15	195	202	7
200	70,3	0,352	17	6	32	15	196	204	8
200	99,8	0,499	41	36	41	0	192	200	8

Material: PP 205 TF									
HSE									
n (U/min)	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	30,2	0,302	25	10	46	21	226	230	4
100	45,5	0,455	52	47	53	1	227	231	4
150	68,2	0,455	59	55	60	1	229	236	7
200	92,5	0,463	65	59	66	1	226	235	9
250	115,6	0,462	70	65	70	0	225	239	14
300	142,6	0,475	76	71	75	1	222	236	14

Material: PP H2464 MF									
HSE									
n (U/min)	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	45,3	0,453	55	49	53	2	225	232	7
150	69,8	0,465	57	55	60	3	225	235	10
200	91,5	0,458	64	60	66	2	223	235	12
250	117,1	0,468	71	65	70	1	223	239	16
300	142,2	0,474	74	68	75	1	221	237	16
350	158,6	0,453	65	60	76	11	221	238	17
400	157,6	0,394	43	50	76	33	220	239	19
450	157,1	0,349	42	38	75	33	218	240	22
500	156,7	0,313	41	29	73	32	218	242	24
550	157,6	0,287	40	17	72	32	217	243	26
600	157,6	0,263	40	9	69	29	216	248	32

Material: Lupolen 4261 AG									
HSE									
n (U/min)	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	52,8	0,528	79	69	78	1	211	222	11
150	68,2	0,455	86	79	86	0	210	223	13
200	90,1	0,451	96	91	97	1	207	223	16
250	125,1	0,500	102	79	103	1	216	237	21
300	152,4	0,508	106	85	108	2	217	242	25
350	176,1	0,503	114	95	113	1	219	247	28
400	176	0,440	65	62	112	47	218	248	30
400	203,9	0,510	113	91	113	0	222	254	32
450	201,2	0,447	83	75	111	28	222	256	34

Bild 8-2 Versuchsergebnisse mit unterschiedlichen Materialien und Referenzschnecke

Material: PE 3010 D WEIS 950									
HSE Referenzschnecke									
[kg/h/min-1]									
n (U/min)	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (Temperaturfühler)
Versuche zur Variation des spez. Durchsatzes									
50	50	1,000	92	60	63	-3	189	197	8
75	50	0,667	88	60	63	-3	196	207	11
100	50	0,500	37	39	61	-22	193	209	16
200	50	0,250	0	0	59	-59	191	213	22
210	50	0,238	0	0	57	-57	191	214	23
280	50	0,179	0	0	55	-55	191	217	26
350	50	0,143	0	0	54	-54	191	224	33
400	50	0,125	0	0	52	-52	191	227	36
560	50	0,089	0	0	50	-50	191	232	41
600	50	0,083	0	0	47	-47	191	236	45
700	50	0,071	0	0	45	-45	191	241	50
800	50	0,063	0	0	42	-42	191	245	54
1000	50	0,050	0	0	40	-40	191	250	59
Versuche zur Variation des Gegendruckes									
100	50	0,500	24	1	1	0	184	195	11
100	50	0,500	29	30	30	0	187	199	12
100	50	0,500	32	35	40	5	193	208	15
100	50	0,500	37	39	61	22	193	209	16
100	50	0,500	58	60	81	21	196	209	13
100	50	0,500	75	78	100	22	198	211	13
100	50	0,500	83	83	105	22	199	211	12

Bild 8-3 Referenzversuche zum Systemverhalten mit der Referenzschnecke

Material: PE 3010 D WEIS 950												
HSE Referenz ohne DD												
n (U/min)	ME (%)	PE (kW)	VA	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	21	2,00	0-2	50	0,500	21	-	-	0,5	184	195	11
200		2,90	1-2	100	0,500	24	-	-	0,5	190	206	16
300	22	3,60	1-3	150	0,500	26	-	-	0,5	192	208	16
400	21	4,60	2-3	200	0,500	30	-	-	0,5	193	213	20
500	22	5,50	2	250	0,500	33	-	-	0,5	191	215	24
600	22	5,70	1-2	300	0,500	35	-	-	0,5	198	220	22
700	23	6,20	1-2	325	0,464	34	-	-	0,5	199	231	32
650	22	6,90	0-2	325	0,500	36	-	-	0,5	199	225	26

Material: PE 3010 D WEIS 950												
HSE Referenz ohne DD												
n (U/min)	ME (%)	PE (kW)	VA	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	21	2,00	0-2	50,7	0,507	24	-	-	-	177	186	9
300	22	3,60	1-3	150,5	0,502	29	-	-	-	181	195	14
400	21	4,60	2-3	204,1	0,510	31	-	-	-	184	210	26
500	22	5,50	2	257,3	0,515	33	-	-	-	184	212	28
600	22	5,70	1-2	303,5	0,506	35	-	-	-	183	219	36
700	23	6,20	1-2	287,1	0,410	29	-	-	-	179	222	43
800	22	6,90	0-2	286,3	0,358	22	-	-	-	177	224	47
900	22	7,30	0-1	286,5	0,318	17	-	-	-	178	228	50

Bild 8-4 Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (Referenzschnecke) ohne Druckdrossel

Material: PE 3010 D WEIS 950									
HSE									
n (U/min)	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	50,5	0,505	37	35	36	-1	176	184	8
150	75,5	0,503	43	38	42	-4	175	187	12
200	75,5	0,378	25	13	42	-29	173	188	15
250	126,5	0,506	52	40	48	-8	180	197	17
300	126,5	0,422	27	25	48	-23	178	198	20
350	126,5	0,361	26	11	47	-36	178	201	23
400	126,5	0,316	26	1	45	-44	177	203	26
300	150,7	0,502	49	42	51	-9	181	199	18
350	150,7	0,431	28	20	49	-29	179	206	27
400	150,7	0,377	29	16	49	-33	178	208	30
450	150,7	0,335	27	7	48	-41	177	208	31
500	150,7	0,301	27	2	48	-46	177	212	35
350	180,3	0,515	51	42	50	-8	183	208	25
400	181,6	0,454	31	21	51	-30	177	211	34
450	181,6	0,404	30	20	50	-30	178	213	35
500	181,6	0,363	30	17	49	-32	177	214	37
550	181,6	0,330	29	1	49	-48	176	216	40
400	205,3	0,513	50	43	52	-9	182	210	28
450	203,9	0,453	32	31	51	-20	175	215	40
500	203,9	0,408	31	22	51	-29	176	216	40
550	203,9	0,371	31	14	50	-36	176	216	40
600	203,9	0,340	30	9	50	-41	177	220	43
650	203,9	0,314	30	2	48	-46	177	218	41
450	235,5	0,523	56	45	55	-10	181	211	30
500	232,7	0,465	35	33	55	-22	178	215	37
550	232,7	0,423	33	25	54	-29	178	217	39
600	232,7	0,388	32	16	54	-38	178	218	40
650	232,7	0,358	32	12	53	-41	178	218	40
700	232,7	0,332	32	4	54	-50	178	219	41
750	232,7	0,310	32	0	53	-53	178	221	43
500	257,8	0,516	55	47	57	-10	180	212	32
550	257,8	0,469	35	36	54	-18	180	212	32
600	257,8	0,430	34	27	54	-27	180	214	34
650	257,8	0,397	34	18	52	-34	179	215	36
700	257,8	0,368	33	11	52	-41	178	220	42
750	257,8	0,344	33	6	51	-45	178	222	44
800	257,8	0,322	33	0	51	-51	178	224	46
550	286,9	0,522	54	48	54	-6	180	214	34
600	286,9	0,478	35	33	54	-21	180	216	36
650	286,9	0,441	34	30	53	-23	178	217	39
700	286,9	0,410	34	23	53	-30	178	219	41
750	286,9	0,383	34	13	52	-39	178	221	43
800	286,9	0,359	33	8	52	-44	177	222	45
850	286,9	0,338	33	4	52	-48	177	224	47
900	286,9	0,319	22	0	52	-52	178	226	48

Bild 8-5 Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (Referenzschnecke) mit Druckdrossel

Material: PE 3010 D WEIS											
HSE - Kreuzloch mit DD											
n (U/min)	ME (%)	PE (kW)	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	26	1,4	30,7	0,307	14	55	19	36	193	204	11
200	28	2,5	60,8	0,304	20	76	28	48	197	212	15
250	28	3,2	75,5	0,302	18	79	30	49	192	215	23
300	30	3,9	90,6	0,302	21	80	33	47	192	221	29
350	31	4,4	105,3	0,301	22	83	34	49	189	220	31
400	32	5,2	120,3	0,301	24	85	36	49	187	222	35
450	33	6,0	135,5	0,301	25	86	37	49	188	225	37
500	34	6,6	150,1	0,300	26	90	39	51	188	226	38
550	34	7,3	164,3	0,299	26	92	39	53	187	230	43
600	35	8,2	180,7	0,301	27	95	40	55	189	232	43
650	35	9,0	195,4	0,301	28	96	43	53	190	232	42
700	36	9,8	210,5	0,301	29	97	43	54	190	234	44
750	36	10,3	226,1	0,301	29	96	43	53	192	237	45
800	36	11,2	241,0	0,301	31	99	45	54	194	240	46
850	38	11,5	254,9	0,300	33	102	46	56	194	241	47
100	26	1,4	50,3	0,503	72	81	33	48	194	206	12
200	28	2,5	99,7	0,499	78	108	46	62	194	215	21
250	28	3,2	124,9	0,500	85	114	50	64	190	216	26

Bild 8-6 Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (Kreuzlochmischer) mit Druckdrossel

Material: PE 3020 D WEIS 950													
HSE Kreuzloch ohne DD													
n (U/min)	ME (%)	PE (kW)	VA	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)		p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	26	1,40		50,7	0,507		43	44	0	-	179	192	13
200	29	2,60		100	0,500		50	60	0		179	197	18
300	30	3,80		150	0,500		58	69	0	-	181	206	25
400	31	5,10		205	0,513		64	70	0	-	184	215	31
500	33	6,60		255	0,510		64	73	0	-	183	223	40
600	29	7,00		245	0,408		26	48	0	-	194	235	41
700	28	7,50		245	0,350		26	44	0	-	195	240	45

Material: PE 3020 D WEIS 950													
HSE Kreuzloch ohne DD													
n (U/min)	ME (%)	PE (kW)	VA	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)		p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	26	1,40		50	0,500		38	47	0	-	179	192	13
200	18	1,80		50	0,250	0,120	25	35	0	-	178	203	25
200	28	2,50		100	0,500		60	60	0	-	176	198	22
300	25	3,20		100	0,333	0,050	33	48	0	-	176	203	27
300	29	3,70		150	0,500		58	69	0	-	184	206	22
400	28	4,50		150	0,375	0,050	36	53	0	-	183	210	27
400	31	5,00		200	0,500		63	70	0	-	188	213	25
500	31	6,20		200	0,400	0,040	37	58	0	-	187	216	29
500	32	6,30		250	0,500		65	72	0	-	187	222	35
600	30	7,00		200	0,333		40	52	0	-	186	219	33
600	32	7,60		300	0,500		69	75	0	-	195	227	32
750	33	9,40		300	0,400		41	63	0	-	195	230	35
900	31	10,40		300	0,333	0,040	36	55	0	-	194	235	41

Bild 8-7 Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (Kreuzlochrührer) ohne Druckdrossel

					Material: PE 3010 D WEIS							
HSE - TMR mit DD												
n				sp.								
(U/min)	ME (%)	PE (kW)	Durchsatz (kg/h)	Durchsatz (kg/h/mi	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)	
100	23	1,3	25,9	0,26	20	73	20	53	195	210	15	
200	28	2,6	47,2	0,24	25	93	26	67	194	216	22	
250	29	3,2	64,3	0,26	30	104	29	75	195	220	25	
300	30	3,9	76,4	0,25	32	112	31	81	195	223	28	
350	32	4,5	86,5	0,25	32	117	33	84	194	224	30	
400	32	5,3	105,1	0,26	33	120	34	86	193	227	34	
450	32	6,4	125,8	0,28	34	125	35	90	193	230	37	
500	35	7,0	136,5	0,27	37	128	37	91	192	232	40	
100	28	1,5	30,3	0,303	41	90	21	69	193	206	13	
200	29	2,6	60,4	0,302	54	111	30	81	195	216	21	
300	31	3,9	90,1	0,300	62	122	35	87	195	222	27	
350	33	4,7	104,9	0,300	73	135	37	98	194	224	30	

Bild 8-8 Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (TMR) mit Druckdrossel

Material: PE 3010 D												
HSE TMR ohne DD												
n (U/min)	ME (%)	PE (kW)	VA	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	27	1,50		30	0,300	18	63	0	-	199	212	13
100	26	1,40		51	0,510	87	90	0		189	204	15
200	26	2,50		75	0,375	54	90	0	-	198	217	19
200	25	2,30		100	0,500	107	110	0	-	202	220	18
200	28	2,50		62	0,310	32	80	0	-	193	214	21
300	30	3,80		90	0,300	23	85	0	-	192	219	27
400	32	5,10		120	0,300	24	88	0	-	192	225	33
300	29	3,70		150	0,500	123	123			186	212	26
500	34	6,80		150	0,300	29	95			180	217	37
400	30	4,80		200	0,500	128	131			186	223	37
600	35	8,10		180	0,300	30	95			227		
700	35	9,50		210	0,300	32	95	0	-	181	233	52
600	31	7,50		230	0,383	70	110			192	241	49
100	26	1,40		51	0,510	87	90	0		189	204	15
200	25	2,30		100	0,500	107	110	0	-	202	220	18
300	29	3,70		150	0,500	123	123			186	212	26
400	30	4,80		200	0,500	128	131			186	223	37
600	31	7,50		230	0,383	70	110			192	241	49
700	35	9,50		210	0,300	32	95	0	-	181	233	52

Material: PE 3010 D												
HSE TMR ohne DD												
n (U/min)	ME (%)	PE (kW)	VA	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C)	Δ T (°C)
100	26	1,40		50	0,500	80	87	0	-	182	193	11
200	25	2,20		50	0,250	0	64	0	-	181	202	21
200	25	2,20		100	0,500	105	103	0	-	191	206	15
300	30	3,70		100	0,333	27	88	0	-	189	213	24
300	28	3,60		150	0,500	110	120	0	-	190	213	23
400	32	5,10		150	0,375	53	97	0	-	188	216	28
400	29	4,70		200	0,500	115	123	0	-	195	220	25
500	32	6,40		200	0,400	70	108	0	-	192	223	31
500	31	6,20		250	0,500	118	128	0	-	194	225	31
600	34	7,80		250	0,417	83	118	0	-	192	229	37
600	31	7,40		300	0,500	123	128	0	-	201	235	34
600	34	7,80		200	0,333	33	97	0	-	187	230	43

Bild 8-9 Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (TMR) ohne Druckdrossel

						Material: PE 3010										
N-Mischer mit DD																
n (U/min)		ME (%)	PE (kW)	VA	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)		T _{ein} (°C)	T _{aus} Sensor (°C)	T _{aus} Oberfläche (°C)	Δ T (°C)	
100					50	0,500	0,005	61	56	33	23	189	216	188	27	
200		0,09			50	0,250	0,001	0	0	31	-31	189	225	195	36	
200					100	0,500	0,003	95	77	43	34	191	221	194	30	
300		0,12			100	0,333	0,001	22	39	42	-3	189	231	200	42	
300					150	0,500	0,002	101	81	47	34	196	227	211	31	
400		0,12			150	0,375	0,001	39	47	45	2	192	235	215	43	
400					200	0,500	0,001	106	88	51	37	194	231	217	37	
500		0,1			200	0,400	0,001	60	55	50	5	189	236	220	47	
500					250	0,500	0,001	108	96	56	40	56 bar	194	235	222	41
600	600 U/min				250	0,417	0,001	75	75	53	22	53 bar	191	240	225	49
700	700 U/min	0,1			250	0,357	0,001	15	33	46	-13	46 bar	192	251	234	59
500	500 U/min				250	0,500	0,001	121	119	80	39	80 bar	199	247		48
500					250	0,500	0,001	145	140	100	40	100 bar	201	249		48
500					250	0,500	0,001	156	159	120	39	120 bar	203	252		49

Material: PE 3010D													
HSE N-Mischer ohne DD													
n (U/min)	ME (%)	PE (kW)	VA	Durchsatz (kg/h)	sp. Durchsatz (kg/h/min)	p _{ein} (bar)	p _{zylinder} (bar)	p _{aus} (bar)	Δ p (bar)	T _{ein} (°C)	T _{aus} (°C) Pyro	T _{aus} (°C) Schmelze	Δ T (°C)
100	21	2,00	0-2	50	0,500	36	27	-	-	184	191	196	7
200	21	2,90	1-2	100	0,500	52	35			181	196	198	15
300	22	3,60	1-3	150	0,500	52	36	-	-	193	210	215	17
400	21	4,60	2-3	200	0,500	58	38	-	-	193	216	217	23
500	22	5,50	2	250	0,500	65	41	-	-	192	217	217	25
600	22	5,70	1-2	300	0,500	73	43	-	-	197	227	231	30

Bild 8-10 Versuchsergebnisse mit LD-PE 3010D (N-Mischer) oben) mit Druckdrossel, unten) ohne Druckdrossel

8.8.2 Zum Kapitel 4

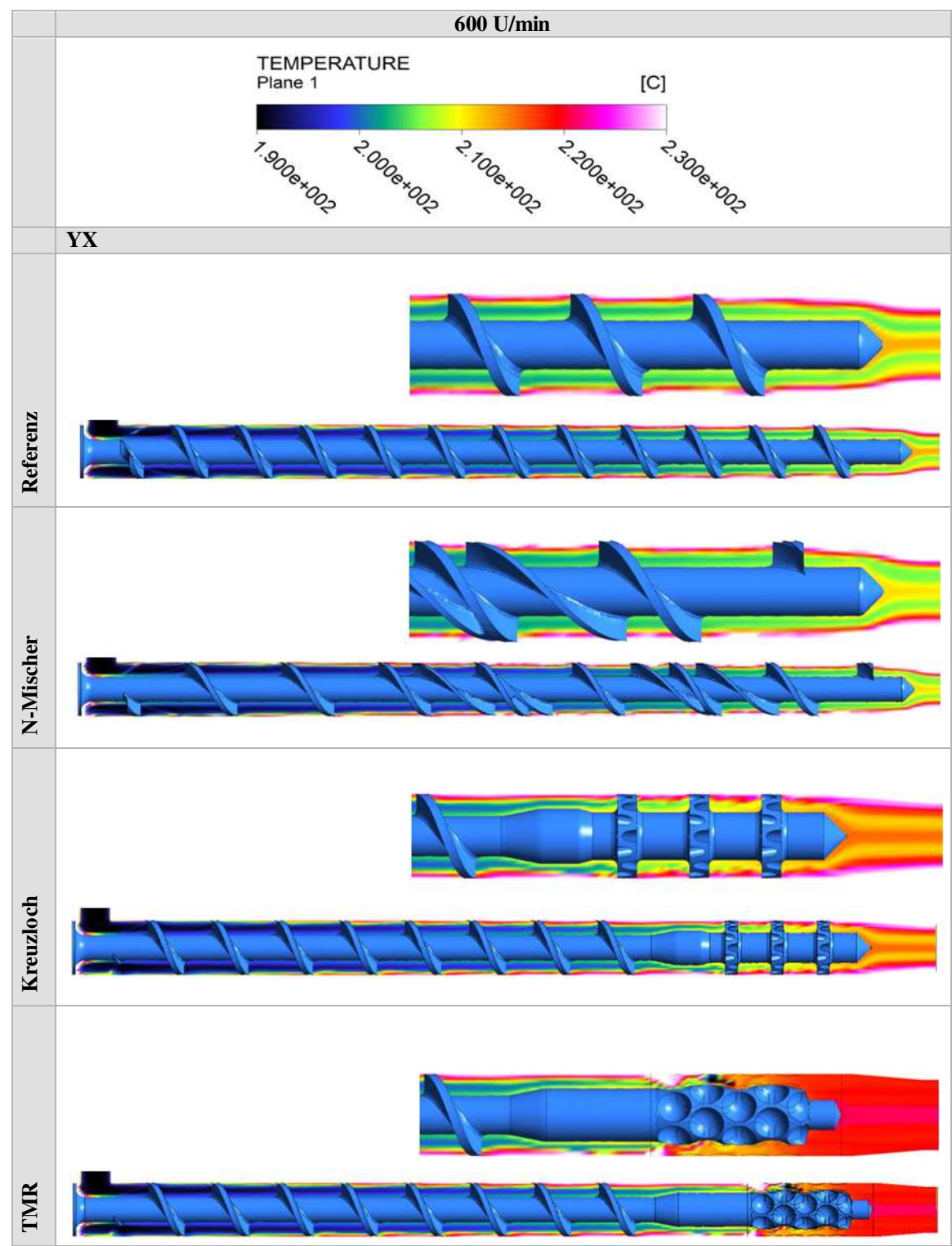


Bild 8-11 Temperaturverläufe berechnet für adiabate Simulationen bei 300 kg/h LD-PE

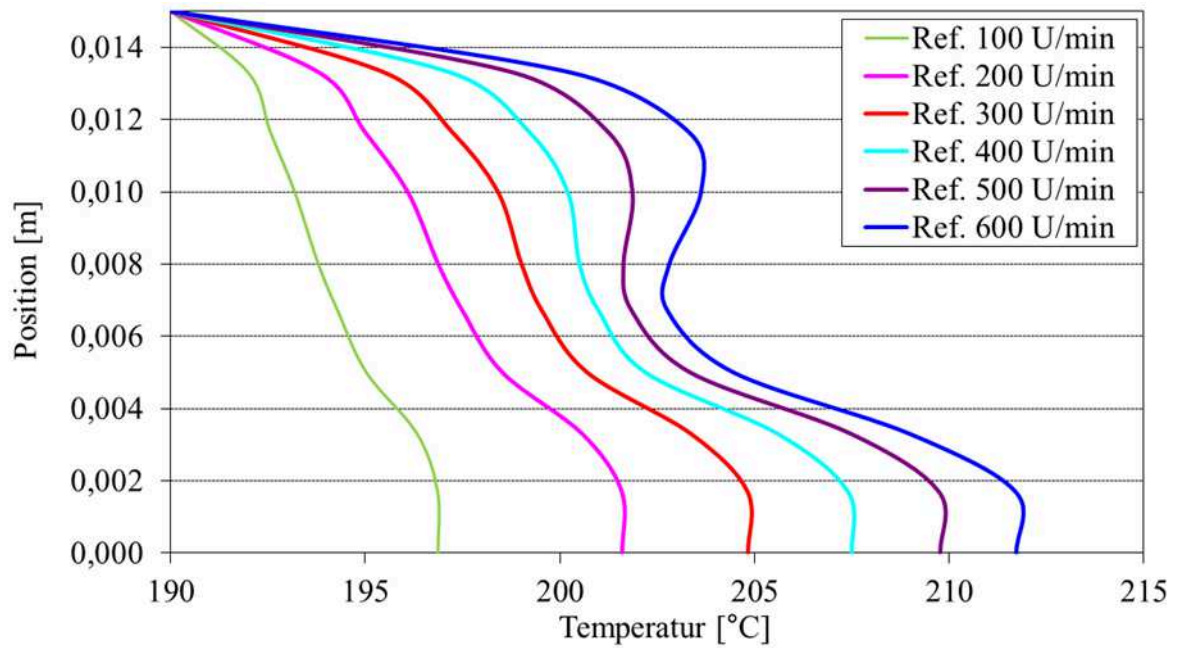


Bild 8-12 Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang bei 190 °C Zylinderwandtemperatur und unterschiedlichen Betriebspunkten für die Referenzschnecke

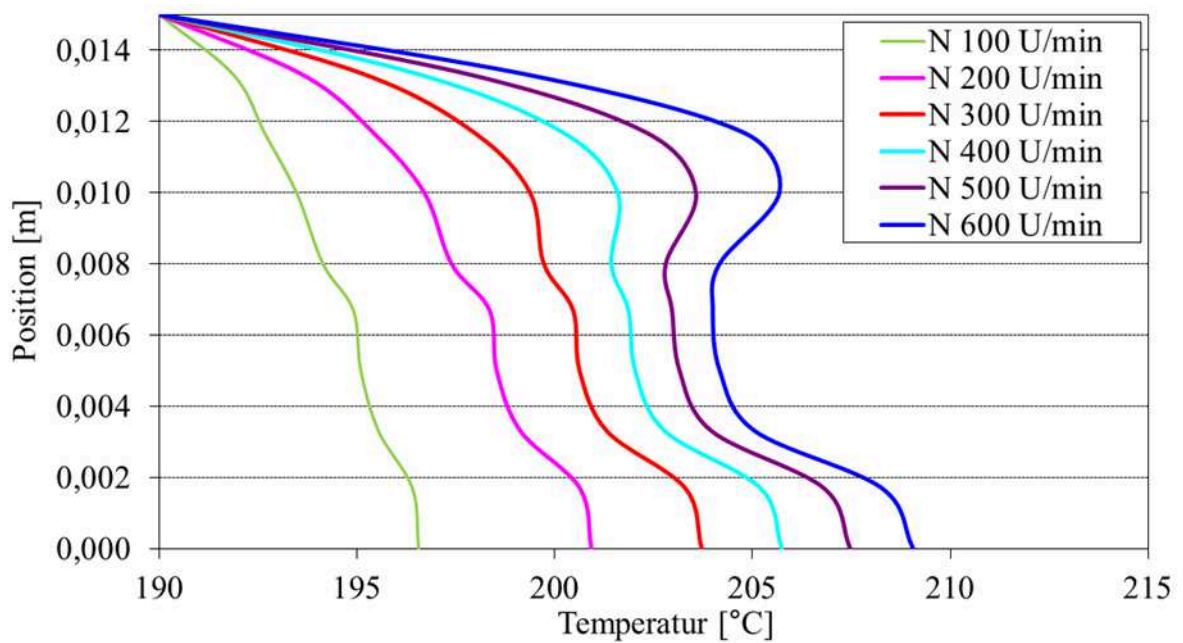


Bild 8-13 Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang bei 190 °C Zylinderwandtemperatur und unterschiedlichen Betriebspunkten für den N-Mischer

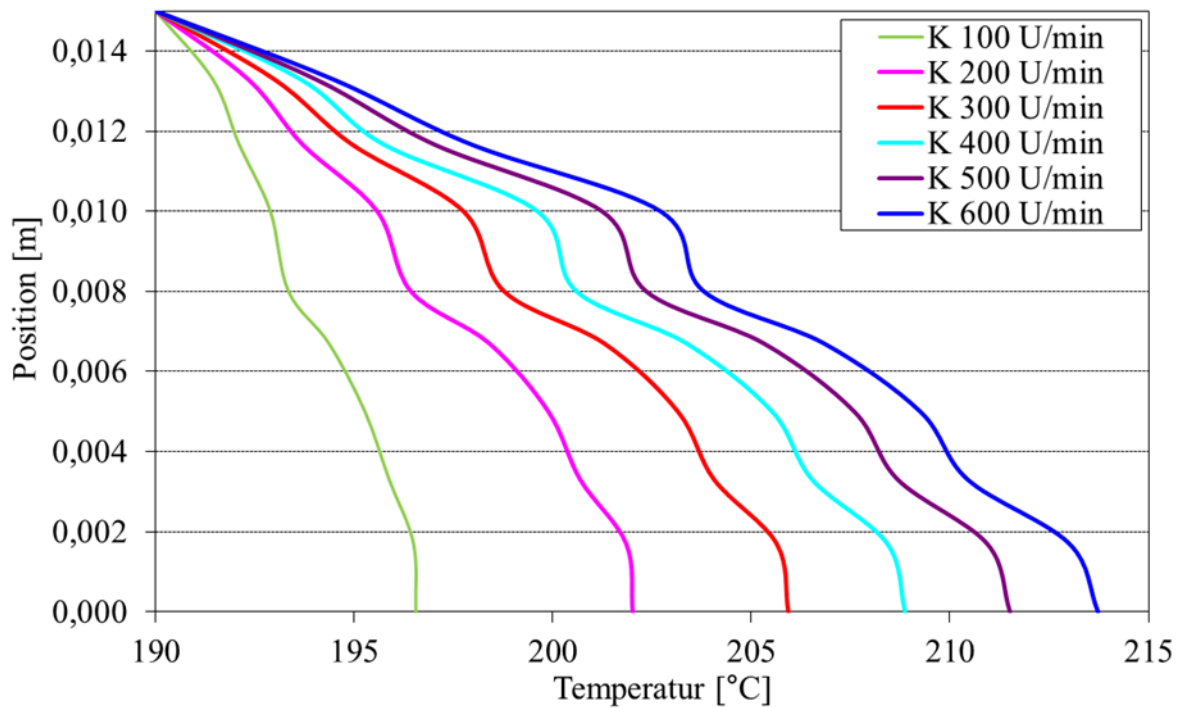


Bild 8-14 Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang bei 190 °C Zylinderwandtemperatur und unterschiedlichen Betriebspunkten für den Kreuzlochmischer

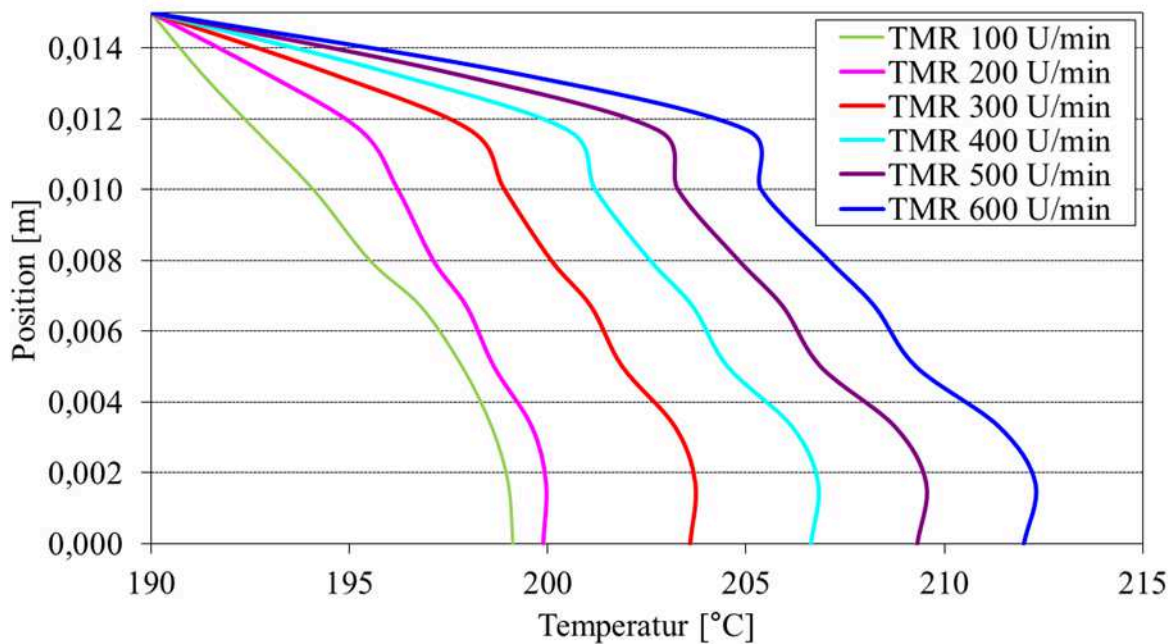


Bild 8-15 Vergleich der berechneten Schmelzetemperaturprofile am Extruderausgang bei 190 °C Zylinderwandtemperatur und unterschiedlichen Betriebspunkten für den TMR-Mischer

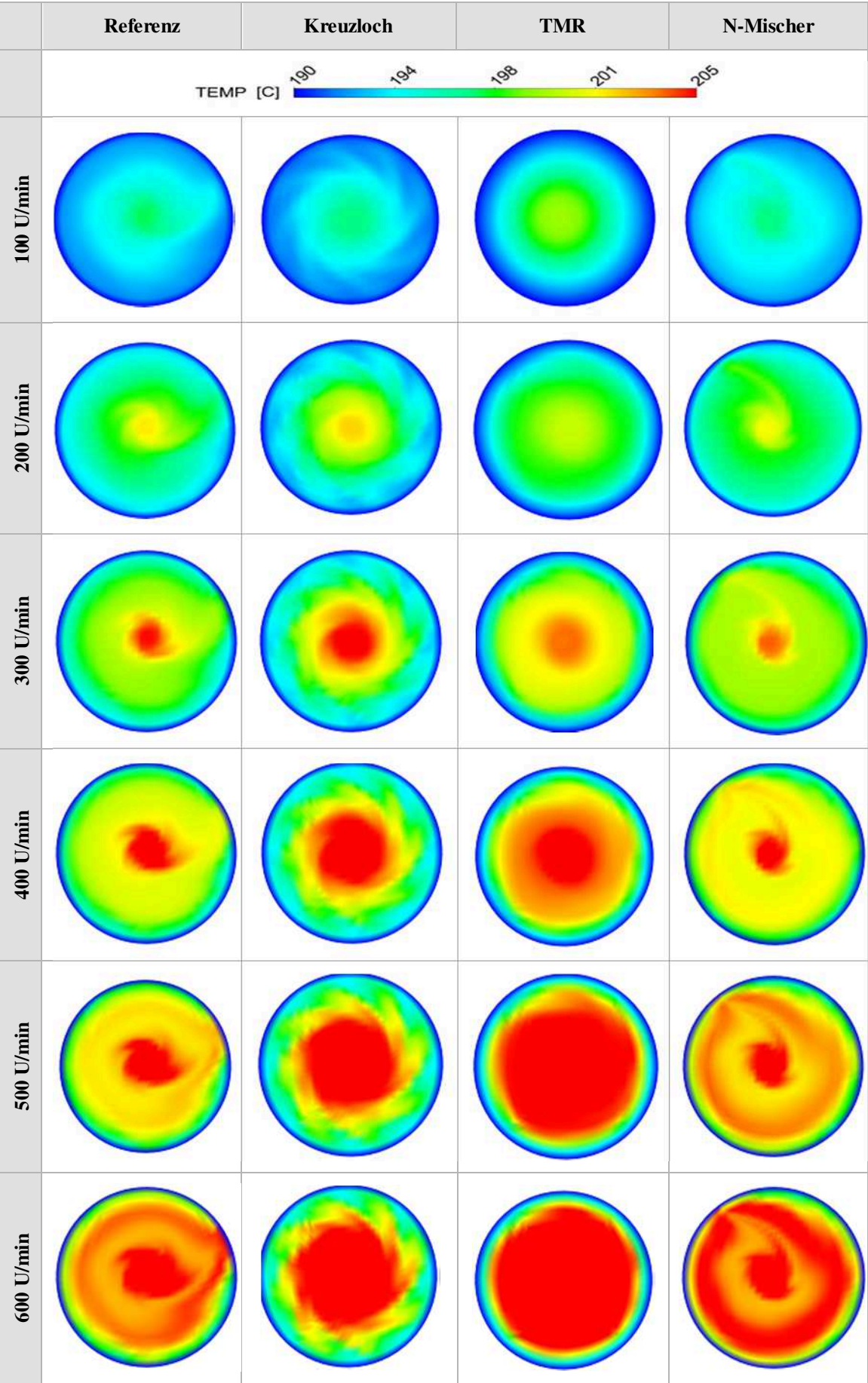


Bild 8-16

Vergleich der berechneten Schmelztemperaturquerschnitte

8.8.3 Zum Kapitel 5

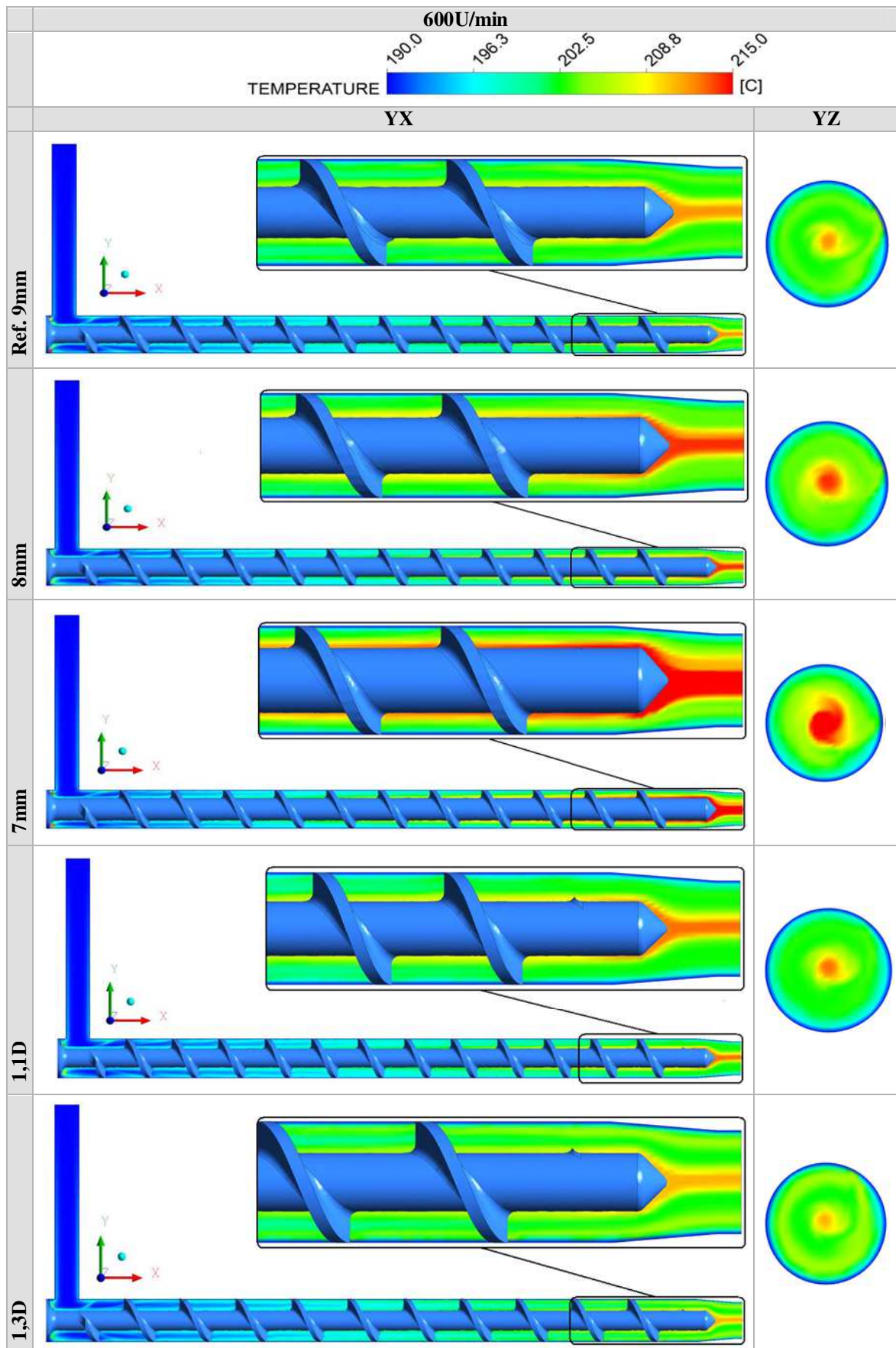


Bild 8-17

Temperatur-Längsprofile berechnet für unterschiedliche Schneckenvarianten

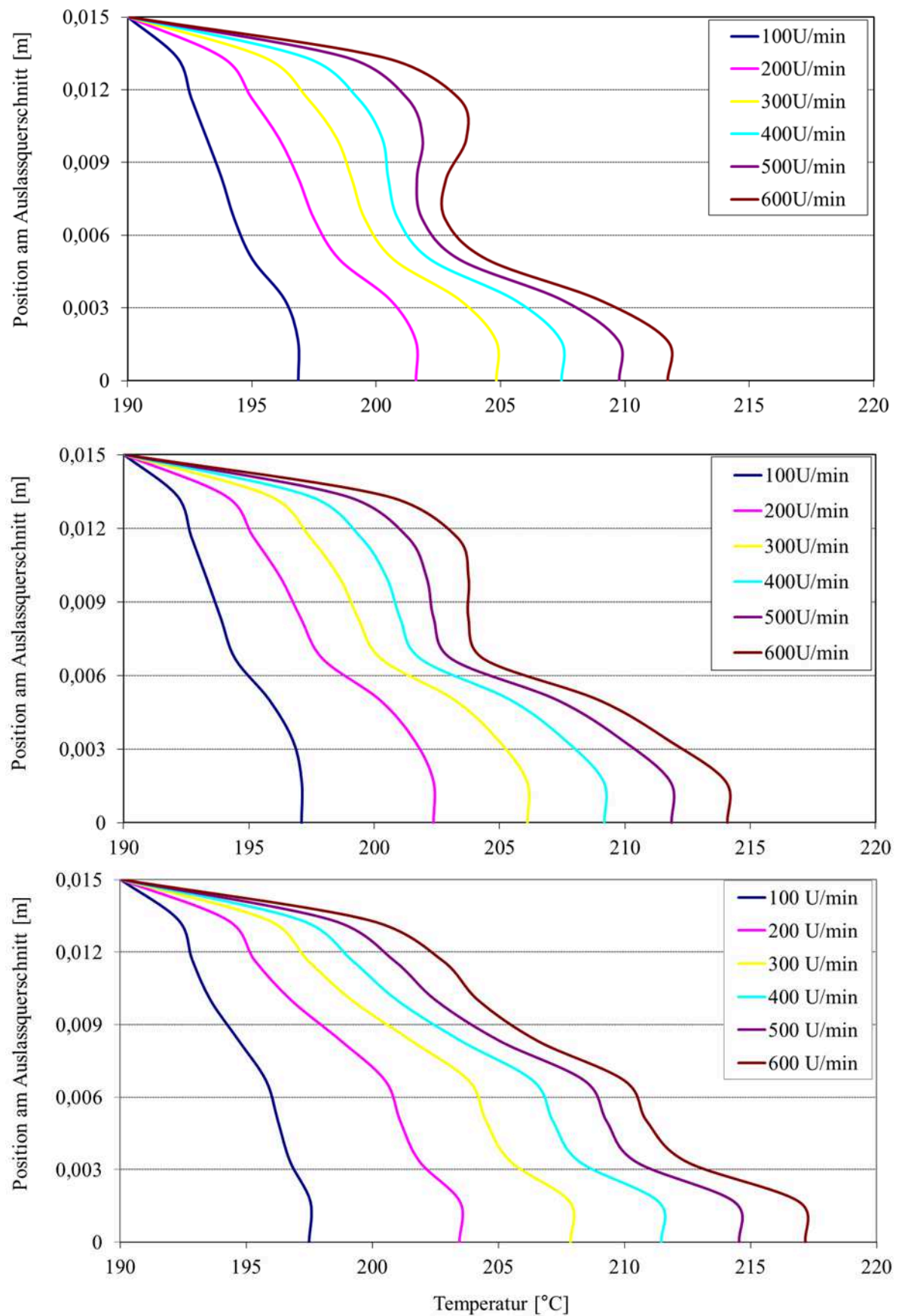


Bild 8-18 Gegenüberstellung der berechneten Temperaturverläufe am Extruderauslass für oben) 9 mm, mitte) 8 mm, unten) 7 mm Gangtiefe (spez Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D)

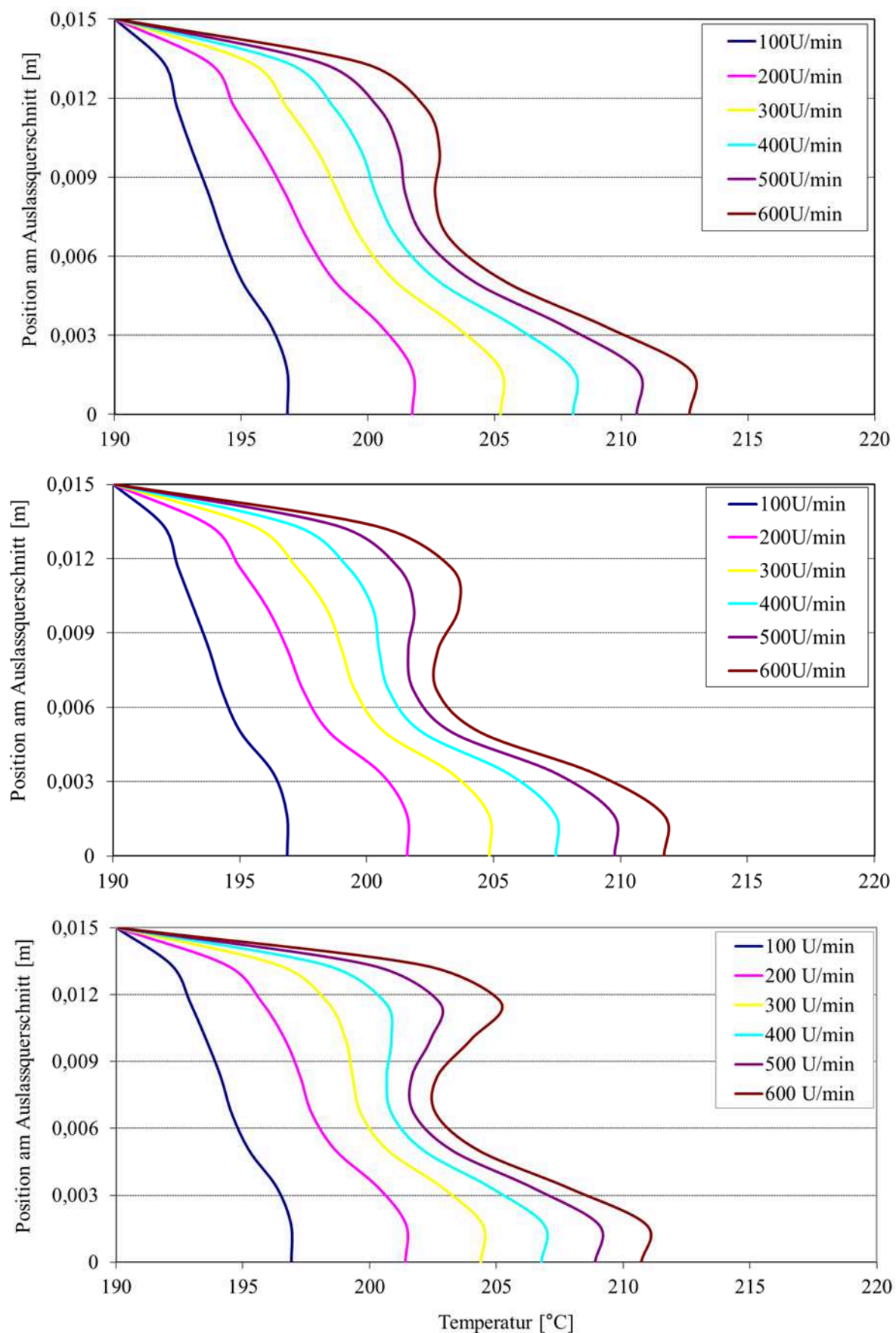


Bild 8-19 Gegenüberstellung der berechneten Temperaturverläufe am Extruderauslass für oben) 1,1D, mitte) 1,2D, unten) 1,3D Gangsteigung (spez Durchsatz $0,5 \text{ kg/h/min}^{-1}$ LD-PE 3010D)

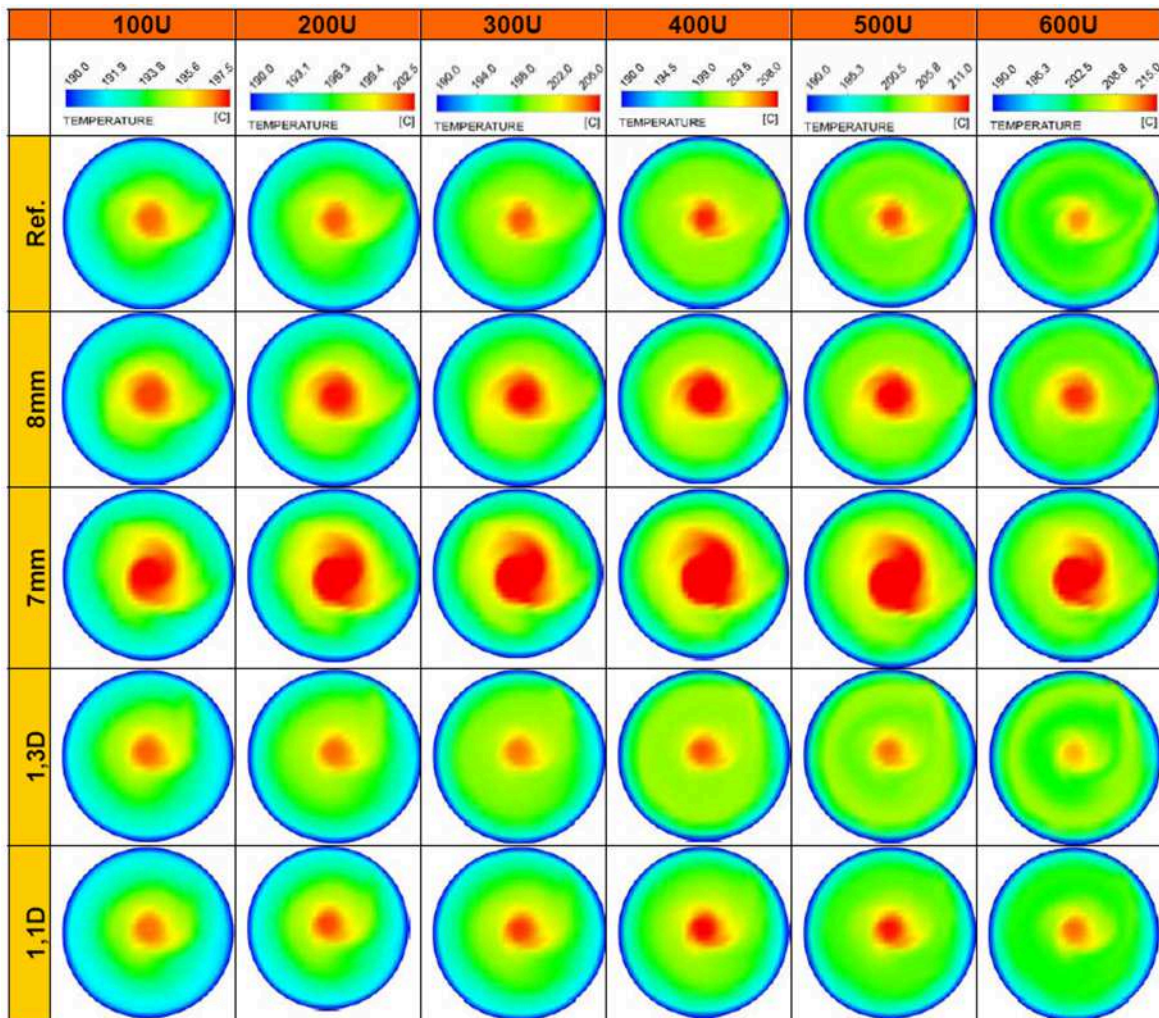


Bild 8-20 Temperatur-Querschnittsprofile berechnet für unterschiedliche Schneckenvarianten

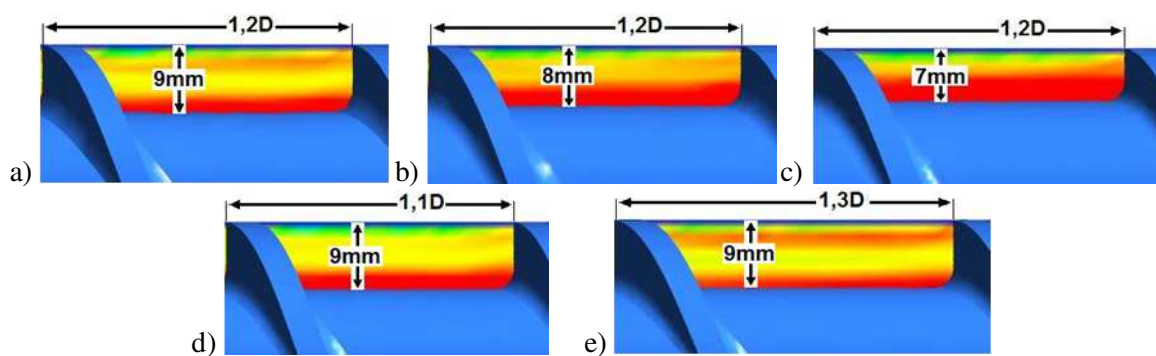


Bild 8-21 Temperaturverhalten zwischen zwei Stegen bei a) Referenzschnecke, b) 8mm Gangtiefe, c) 7mm Gangtiefe, d) 1,1D Gangsteigung, e) 1,3D Gangsteigung

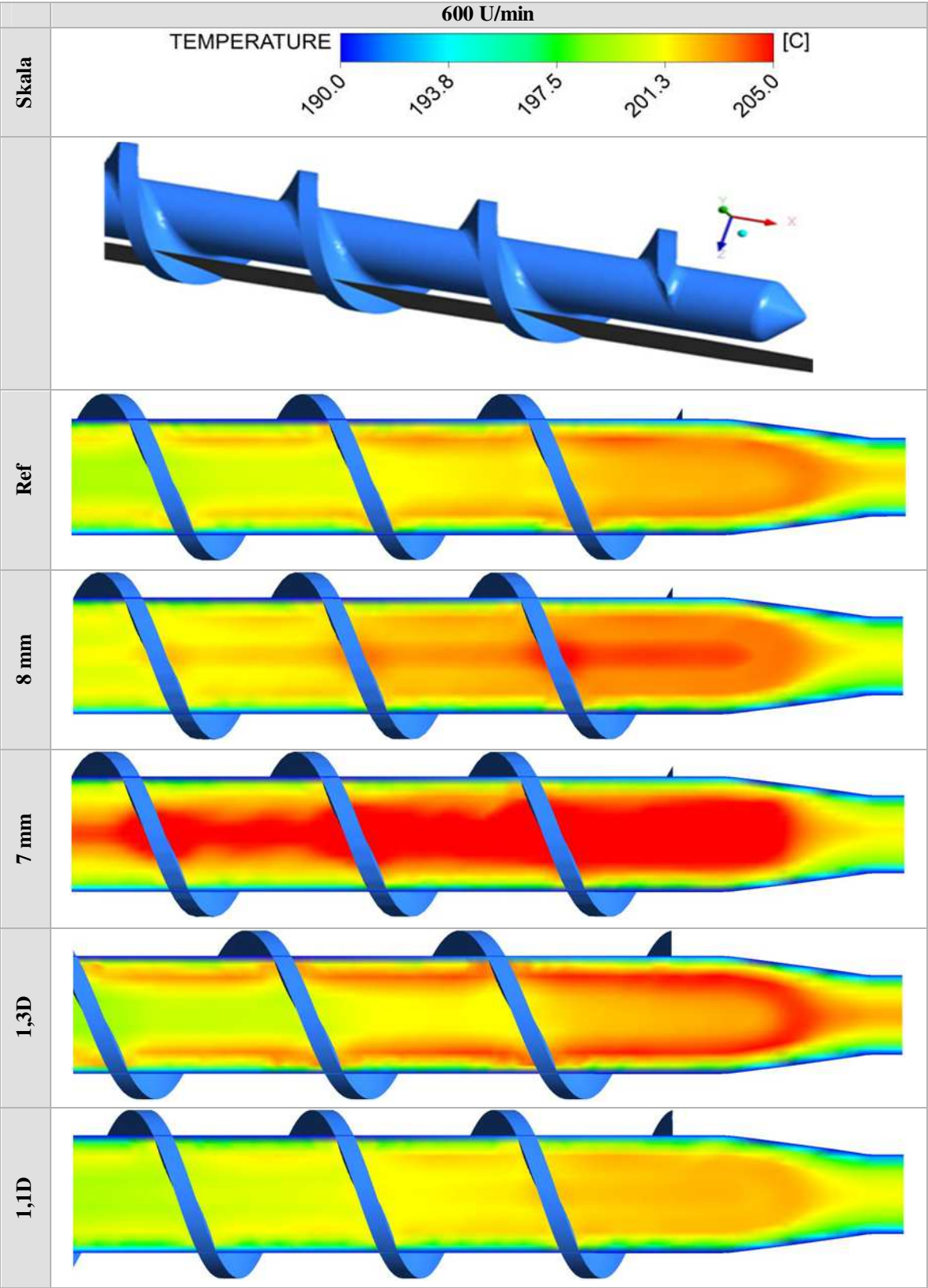


Bild 8-22 **Simulierte Temperaturen für unterschiedliche Schneckenvarianten (Schnitt durch die Kanalmitte)**

8.9 Curriculum Vitae

Der Lebenslauf ist in der Online-Version aus Gründen des Datenschutzes nicht enthalten.